

DENISE MARQUES PINHEIRO

**INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE DE RECIRCULAÇÃO
NO TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ESGOTO
SINTÉTICO EM BIORREATOR OPERADO EM
BATELADA SEQUENCIAL CONTENDO BIOMASSA
GRANULADA**

SÃO CAETANO DO SUL

2006

DENISE MARQUES PINHEIRO

**INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE DE RECIRCULAÇÃO
NO TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ESGOTO
SINTÉTICO EM BIORREATOR OPERADO EM
BATELADA SEQUENCIAL CONTENDO BIOMASSA
GRANULADA**

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia Mauá do Centro Universitário do Instituto Mauá de Tecnologia para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos.

Linha de Pesquisa: Tratamento Biológico de Efluentes

Orientadores:

Prof^a. Dr^a. Suzana Maria Ratusznei

Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues

SÃO CAETANO DO SUL

2006

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	i
LISTA DE TABELAS.....	v
NOMENCLATURA.....	vi
RESUMO.....	viii
ABSTRACT.....	ix
1. INTRODUÇÃO.....	1
2.OBJETIVOS.....	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1. Tratamento Anaeróbico de Águas Residuárias.....	5
3.2. Biomassa nos Processos Anaeróbios.....	15
3.3. Influência de Agitação no Processo de Digestão Anaeróbia.....	20
3.4. Configurações de Reatores Anaeróbios.....	24
3.4.1. Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB)	24
3.4.2. Reator Anaeróbico de Leito Granular Expandido (EGSB).....	31
3.4.3. Reator Anaeróbico Operado em Batelada Seqüencial (ASBR).....	37
3.5. Princípios da Cinética de Reações Bioquímicas.....	45
3.6. Considerações Finais.....	50
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	51
4.1. Materiais.....	51
4.1.1. Configuração do Biorreator.....	51
4.1.2. Água Residuária Sintética.....	55
4.1.3. Inoculo.....	55
4.2. Métodos.....	56
4.2.1. Análises Físico-Químicas.....	56
4.3. Fundamentos Teóricos.....	57
4.3.1. Eficiência de Remoção.....	57
4.3.2. Velocidade Superficial do Líquido.....	58
4.3.3. Normalização da Concentração da Matéria Orgânica.....	58
4.3.4. Ajuste ao Modelo Cinético de Primeira Ordem.....	58
4.4. Procedimento Experimental.....	60

4.4.1. Operação do ASBR com Diferentes Velocidades Superficiais de Recirculação.....	60
4.4.2. Operação do ASBR Submetido ao Aumento da Concentração do Afluente.....	61
4.4.3. Perfil ao Longo do Ciclo de Operação do Reator.....	62
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	63
5.1. Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 5 m/h.....	63
5.1.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 5 m/h.....	65
5.2. Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 7 m/h.....	70
5.2.1. Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 7 m/h.....	72
5.3. Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 10 m/h.....	77
5.3.1. Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 10 m/h.....	79
5.4. Operação com Concentração de 1000 mgDQO/L.....	87
5.4.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação com Concentração de 1000 mgDQO/L.....	89
5.5. Operação com Concentração de 1500 mgDQO/L.....	94
5.5.1. Perfis ao Longo do Ciclo para a Operação com Concentração de 1500 mgDQO/L.....	96
6. CONCLUSÕES.....	107
7. SUGESTÕES.....	109
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	110
ANEXO I – VARIÁVEIS MONITORADAS DA ÁGUA RESIDUÁRIA.....	I-1
ANEXO II – VARIÁVEIS MONITORADAS DO EFLUENTE.....	II-1
ANEXO III – VARIÁVEIS MONITORADAS NOS PERFIS AO LONGO DO CICLO.....	III-1

À minha família,

Maria Aparecida Marques Pinheiro,
Francisco Delmare Pinheiro, Dulce Marques Pinheiro,
Diogo Pinheiro Tessaro, Murilo Pinheiro Fukuti e
Sérgio Júnior Seiti Fukuti.

“O Senhor vai acendendo as
lâmpadas diante de nós, à medida
que delas necessitamos “.

(Thiago Alberione)

AGRADECIMENTOS

À Profa. Dra. Suzana Maria Ratusznei pela orientação, pela amizade, pela paciência, pelo exemplo de honestidade, comprometimento, competência e principalmente pela pessoa maravilhosa que tive a oportunidade de conhecer e conviver.

Ao Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues pela co-orientação, pela amizade, pelo incentivo e profissionalismo.

A meu filho Diogo Pinheiro Tessaro, que é a razão da minha vida e minha fonte de inspiração pelo companheirismo, amor e apoio diário.

A meus queridos pais Maria Aparecida Marques Pinheiro e Francisco Delmare Pinheiro, pelo incentivo, pela ajuda, paciência, confiança e muito amor. Vocês são o meu exemplo de vida. Obrigada por fazerem parte do meu dia a dia.

A meu afilhado Murilo Pinheiro Fukuti, minha irmã Dulce Marques Pinheiro e meu cunhado Sérgio Júnior Seiti Fukuti, pela compreensão na minha ausência, pela torcida e pelo amor.

Ao Prof. Euclides Cavallari pela confiança e sabedoria.

À Dra. Catarina Simone Andrade do Canto pela amizade, atenção, pelo exemplo de honestidade, caráter e principalmente pelo acolhimento no Laboratório.

À Dra. Cynthia Jurkiewicz Kunigk pelas sugestões no trabalho.

À querida Maria Silvia Andrietta de Oliveira pela grande ajuda e profissionalismo.

À Sodi Montoni e Magda Cardoso Nemeth Nagy pelos conselhos, incentivos e pela amizade.

À Lívia Mil Martignago pelo carinho.

À Maria Aparecida Peiffer Cruz, Maria Margareth Marques e Arlene Bosco Medeiros Gasolla pela torcida de longa data.

Ao Dr. Baltus Cornelius Bonse, pela revisão do inglês.

Aos amigos do Laboratório: Roberto Antonio Bezerra Junior, Ricardo Polisaitis Oliveira, Roberta Albanez, Thiago Ruiz Zimmer e Rogério Michelin.

Aos Professores, funcionários e alunos da Engenharia Mauá, que de alguma forma contribuíram para o desenvolvimento deste trabalho.

À Escola de Engenharia Mauá do Centro Universitário do Instituto Mauá de Tecnologia, por ter cedido o espaço para que este trabalho fosse realizado.

À FAPESP pelo auxílio financeiro (Processo nº 01/05.489-0)

A Deus, aos Anjos e Santos.

A São Judas Tadeu.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 – Fluxo de carbono em reatores anaeróbios	7
Figura 3.2 – Representação das quatro fases de operação de um ASBR	38
Figura 3.3 – Balanço de massa em um volume qualquer	48
Figura 4.1 – Esquema em detalhe do reator anaeróbio	52
Figura 4.2 – Esquema do sistema completo, contendo biomassa granulada, operado em batelada seqüencial com recirculação	53
Figura 4.3 – Fotografia do sistema completo, contendo biomassa granulada, operado em batelada seqüencial (a) com velocidade de recirculação de 10 m/h e (b) etapa de sedimentação.....	54
Figura 5.1 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h.....	64
Figura 5.2 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h.....	64
Figura 5.3 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h.....	66
Figura 5.4 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h.....	66
Figura 5.5 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h.....	67
Figura 5.6 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h	67
Figura 5.7 – Perfil da variação de pH na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h	68
Figura 5.8 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h.....	69
Figura 5.9 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h	69
Figura 5.10 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	71
Figura 5.11 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	71

Figura 5.12 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	73
Figura 5.13 – – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	73
Figura 5.14 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	74
Figura 5.15 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	74
Figura 5.16 – Perfil da variação de pH na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	75
Figura 5.17 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	76
Figura 5.18 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	76
Figura 5.19 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	78
Figura 5.20 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	78
Figura 5.21 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	80
Figura 5.22 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	80
Figura 5.23 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	81
Figura 5.24 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	81
Figura 5.25 – Perfil da variação de pH na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	82
Figura 5.26 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	83
Figura 5.27 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	83

Figura 5.28 – Perfil de concentração de matéria orgânica nas operações com velocidade superficial de recirculação de 5, 7 e 10 m/h	84
Figura 5.29 – Perfis de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) nas operações com velocidade superficial de recirculação de 5, 7 e 10 m/h	86
Figura 5.30 – Perfis de alcalinidade a bicarbonato (AB) nas operações com velocidade superficial de recirculação de 5, 7 e 10 m/h	86
Figura 5.31 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com concentração de 1000 mgDQO/L	88
Figura 5.32 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com concentração de 1000 mgDQO/L	88
Figura 5.33 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação de 1000 mgDQO/L	90
Figura 5.34 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L	90
Figura 5.35 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L	91
Figura 5.36 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L	91
Figura 5.37 – Perfil da variação de pH na operação com concentração de 1000 mgDQO/L	92
Figura 5.38 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com concentração de 1000 mgDQO/L	93
Figura 5.39 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 1000 mgDQO/L	93
Figura 5.40 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com concentração de 1500 mgDQO/L	95
Figura 5.41 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com concentração de 1500 mgDQO/L	95
Figura 5.42 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação com concentração de 1500 mgDQO/L	97
Figura 5.43 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L	97

Figura 5.44 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L	98
Figura 5.45 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L	98
Figura 5.46 – Perfil da variação de pH na operação com concentração de 1500 mgDQO/L	99
Figura 5.47 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com concentração de 1500 mgDQO/L	100
Figura 5.48 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 1000 mgDQO/L	100
Figura 5.49 – Perfil de concentração de matéria orgânica nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L	101
Figura 5.50 – Perfis de concentração de ácidos voláteis intermediários nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L	102
Figura 5.51 – Perfis de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L	102
Figura 5.52 – Perfis de alcalinidade a bicarbonato (AB) nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L	103
Figura 5.53 – Perfis de variação de pH nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L	103

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Valores de energia livre padrão de algumas reações catabólicas da digestão anaeróbia.	14
Tabela 4.1 – Composição da água residuária sintética (500 mgDQO/L)	55
Tabela 4.2 – Características do inóculo utilizado	56
Tabela 5.1 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h	63
Tabela 5.2 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h	70
Tabela 5.3 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h	77
Tabela 5.4 – Resumo dos ensaios realizados	85
Tabela 5.5 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com concentração de 1000 mgDQO/L	87
Tabela 5.6 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com concentração de 1500 mgDQO/L	94
Tabela 5.7 – Resumo dos ensaios realizados	104
Tabela 5.8 – Tratamento de água residuária sintética em ASBR com recirculação ou agitação mecânica e ASBBR com agitação mecânica	105

NOMENCLATURA

- A – área da seção transversal do reator, m^2
- AB – alcalinidade a bicarbonato, $mgCaCO_3/L$
- AI – alcalinidade intermediária, $mgCaCO_3/L$
- AP – alcalinidade parcial, $mgCaCO_3/L$
- AT – alcalinidade total, $mgCaCO_3/L$
- AV – concentração de ácidos voláteis intermediários, $mgHAc/L$
- AVT – concentração de ácidos voláteis totais, $mgHAc/L$
- C_{AF} – concentração de matéria orgânica do afluente, $mgDQO/L$
- COV – carga orgânica volumétrica, $mgDQO/L.d$
- C_S – concentração de matéria orgânica para amostras filtrada no reator, $mgDQO/L$
- C_S' – normalização da concentração de matéria orgânica filtrada no reator, $mgDQO/L$
- $C_{SiMédia}$ – média dos valores iniciais, $mgDQO/L$
- C_{So} – valor inicial de C_S , $mgDQO/L$
- C_{SR} – concentração residual de matéria orgânica para as amostras filtradas, $mgDQO/L$
- C_{SS} – concentração de matéria orgânica no efluente para amostras filtradas, $mgDQO/L$
- C_{ST} – concentração de matéria orgânica no efluente para amostras não filtradas, $mgDQO/L$
- C_X – concentração de biomassa no reator, $gSVT/L$
- k – parâmetro cinético de primeira ordem, h^{-1}
- K_s – constante de saturação, g/L
- Q – vazão volumétrica do líquido, m^3/h
- r – velocidade de reação, $g/L.h$
- r_c – velocidade da reação de consumo do composto, $g/L.h$
- $r_{máx}$ – velocidade máxima da reação, $g/L.h$
- r_p – velocidade de reação de produção do composto, $g/L.h$
- S – concentração do substrato limitante, g/L
- SFT – sólidos fixos totais, mg/L
- SST – concentração de sólidos em suspensão totais, mg/L
- SSV – concentração de sólidos voláteis, mg/L
- ST – concentração de sólidos totais, mg/L
- SVT – concentração de sólidos voláteis totais, mg/L

- t – tempo de batelada, h
t_C – tempo de duração do ciclo, h
V – volume total tratado por ciclo, L
V_{Ali} – volume de água residuária alimentada por ciclo, L
V_R – volume de afluente renovado ou tratado por ciclo, L
v_s – velocidade superficial do líquido, m/h
ε_S – eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas, %
ε_T – eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras não filtradas, %
ε_i – eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas ao longo do ciclo, %
ΔG° – variação da energia livre padrão, kJ/mol

Abreviaturas

- AGV – ácidos graxos voláteis
ASBR – reator anaeróbio operado em batelada seqüencial
ASBBR – reator anaeróbio operado em batelada seqüencial com biomassa imobilizada
COE – carga orgânica específica
DQO – demanda química de oxigênio
EGSB – reator anaeróbio de leito granular expandido
EPS – polímeros extracelulares
F/M – razão entre a concentração de substrato e a concentração de biomassa
SS – sólidos em suspensão
TRH – tempo de residência hidráulico
UASB – reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo

RESUMO

Neste trabalho investigou-se a influência da variação da velocidade superficial de recirculação da fase líquida e o aumento da concentração do afluente sobre a estabilidade e a eficiência de um reator anaeróbio, contendo biomassa granulada, operado em batelada seqüencial (ASBR) e com recirculação da fase líquida. O reator foi operado a 30°C tratando um volume de água residuária sintética de 1,3 L, sendo o tempo de ciclo de 6 horas. Inicialmente, investigou-se a influência da velocidade superficial de recirculação, operando o sistema com 5, 7 e 10 m/h e concentração do afluente de 500 mgDQO/L. Os resultados de eficiências de remoção de matéria orgânica, para amostras filtradas, foram de 83, 85 e 84% para as condições de 5, 7 e 10 m/h, respectivamente. Além disso, foi possível ajustar um modelo cinético de primeira ordem aos valores experimentais dos perfis de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo. Os valores do parâmetro cinético deste modelo foram de 1,35; 2,36 e 1,00 h⁻¹ para as velocidades superficiais de recirculação de 5, 7 e 10 m/h, respectivamente. A partir da constatação de que a velocidade superficial de recirculação de 7 m/h foi a melhor estratégia para operação do sistema, manteve-se este valor de velocidade alterando-se a concentração de afluente, visando verificar a eficiência e estabilidade do sistema submetido ao aumento de carga orgânica volumétrica. O estudo do aumento da carga orgânica sobre a estabilidade e eficiência do ASBR com recirculação mostrou ser possível operar o sistema de forma estável e eficiente aumentando-se a concentração de afluente em até 3 vezes em relação à condição de 500 mgCOD/L. Para a concentração de afluente de 1000 mgDQO/L obteve-se uma eficiência de remoção, para amostras filtradas, de 79%, e um parâmetro cinético de primeira ordem de 1,14 h⁻¹, enquanto que para a concentração de 1500 mgDQO/L, a eficiência foi de 82% e o parâmetro cinético de foi de 1,31 h⁻¹.

Palavras-chave: ASBR, carga orgânica volumétrica, recirculação, velocidade superficial.

ABSTRACT

An investigation has been performed on the effect of liquid phase recirculation velocity and increasing influent concentration on the stability and efficiency of an ASBR containing granular biomass. The reactor treated 1.3 L synthetic wastewater at 30°C in 6 h cycles. Initially the effect of recirculation velocity was investigated employing velocities of 5, 7 and 10 m/h and influent concentration of 500 mgCOD/L. At these velocities filtered sample organic matter removal efficiencies were 83, 85 and 84%, respectively. A first order kinetic model could also be fitted to the experimental organic matter concentration profiles. The kinetic parameter value of this model were 1.35, 2.36 and 1.00 h⁻¹ at the recirculation velocities of 5, 7 and 10 m/h, respectively. The recirculation velocity of 7 m/h was found to be the best operating strategy and this value was maintained while the influent concentration was altered in order to verify system efficiency and stability at increasing organic load. The effect of organic load increase on stability and efficiency of the ASBR with recirculation showed that the system could be operated in a stable and efficient way on increasing influent concentration up to 3 times in relation to the condition of 500 mgCOD/L. Influent concentration of 1000 mgCOD/L resulted in filtered sample organic matter removal efficiency of 79%, and a first order kinetic parameter value of 1.14 h⁻¹, whereas the concentration of 1500 mgCOD/L resulted in an efficiency of 82% and a kinetic parameter 1.31 h⁻¹.

Key words: ASBR, volumetric organic load, liquid circulation, superficial velocity.

1. INTRODUÇÃO

Os pré-requisitos básicos para que o tratamento anaeróbio seja eficiente incluem a retenção de grande massa bacteriana no sistema de tratamento e um contato intensivo entre o material orgânico afluyente a ser digerido e esta biomassa. Em todos os sistemas anaeróbios modernos existe um determinado mecanismo para reter a biomassa, de modo a se manter uma massa bacteriana grande no sistema. Para melhorar o contato entre o afluyente e a biomassa do sistema, aplicam-se em geral sistemas onde o afluyente passa em direção ascensional em vez do escoamento horizontal dos sistemas clássicos.

O reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) representa um grande avanço na aplicação da tecnologia anaeróbia para tratamento de águas residuárias. Entre as vantagens deste sistema destacam-se o desenvolvimento de uma grande quantidade de biomassa ativa, na forma de flocos ou grânulos de alta densidade e resistência mecânica, e sua retenção no reator, o que lhe confere um elevado tempo de retenção celular, podendo, desta forma, acomodar altas cargas orgânicas volumétricas, com tempo de detenção hidráulica reduzido.

Devido à ocorrência de fluxos preferenciais, curto-circuitos hidráulicos e zonas mortas na operação prática do reator UASB, fez-se necessário seu aperfeiçoamento sendo concebido o reator EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*). No EGSB as velocidades ascensionais que podem ser impostas podem alcançar valores acima de 10 m/h em contraste com as do reator UASB, em geral abaixo de 2,0 m/h, mais comumente entre 0,5 e 1,0 m/h. Estas altas velocidades líquidas ascensionais no EGSB podem ser obtidas através da sua configuração, isto é, do uso da relação altura/diâmetro maior e do uso de recirculação do efluente.

O reator ASBR (*Anaerobic Sequencing Batch Reactor*) pode ser considerado uma variação do reator UASB que opera em batelada. Este sistema também depende do desenvolvimento de biomassa com características adequadas de sedimentação. Neste sistema, um único reator é utilizado em uma seqüência de operação que compreende as etapas de: alimentação, reação, sedimentação e descarga. O volume requerido do ASBR é maior quando comparado a um reator de fluxo contínuo, mas, em compensação, não requer um clarificador externo e não necessita de reciclo de sólidos.

A proposta deste tipo de operação para os reatores anaeróbios surgiu da necessidade de desenvolvimento de sistemas para o tratamento de águas residuárias

geradas de forma intermitente. Além disso, da necessidade de maior controle sobre o processo e sobre a qualidade do efluente tratado, uma vez que a descarga pode ser feita apenas quando as características do efluente satisfizerem os padrões exigidos. Este tipo de reator pode ser indicado para o tratamento de águas residuárias em locais onde os padrões de emissão sejam bastante restritos ou onde haja substâncias tóxicas.

A alimentação em batelada resulta em algumas vantagens cinéticas e de desempenho quando comparadas à operação do reator de tanque agitado contínuo. A operação intermitente resulta em altas concentrações de substrato no início da operação e, conseqüentemente, alta velocidade de conversão, acompanhada de elevada produção de biogás. Já no final do ciclo as concentrações são baixas e, conseqüentemente, a velocidade de conversão e a produção gasosa diminuem, permitindo boa sedimentação da biomassa e sua conseqüente retenção no reator, o que garante a eficácia do sistema.

O tempo necessário para a etapa de reação depende de vários parâmetros, incluindo as características e concentração do substrato, a qualidade requerida do efluente, concentração de biomassa, a temperatura e o grau de homogeneização. Desta forma, a utilização de alguma forma de agitação como a recirculação da fase líquida ou a agitação mecânica se faz necessária para otimizar a operação do sistema minimizando a resistência à transferência de massa na fase líquida, favorecendo o desempenho do reator. Além disso, a utilização da agitação pode viabilizar a operação de sistemas de baixa carga, pois nesses a produção de biogás pode não ser suficiente para promover a turbulência necessária e o contato adequado entre biomassa e substrato.

A tendência de uso do reator anaeróbio como principal unidade de tratamento biológico deve-se, principalmente, à constatação de que fração considerável da matéria orgânica (em geral superior a 70%) pode ser removida, nessa unidade, sem o dispêndio de energia. As demais unidades de pós-tratamento passam a ser responsáveis pela remoção de parcela da fração remanescente de matéria orgânica, de forma a permitir que os padrões de emissão de efluentes sejam atingidos.

As altas eficiências na remoção de matéria orgânica, atingidas para diferentes tipos de efluentes, potencializam a viabilidade do emprego do ASBR no tratamento de águas residuárias. Porém, falta ainda a elucidação de alguns aspectos fundamentais e tecnológicos no intuito de promover o seu aperfeiçoamento e estabelecer os limites de sua utilização para, então, haver a definitiva consolidação deste tipo de reator no tratamento anaeróbio de águas residuárias. Dentre os aspectos fundamentais podem ser

destacados os fenômenos de transferência de massa, o comportamento cinético, o comportamento hidrodinâmico, além da avaliação da velocidade superficial em ASBR com recirculação da fase líquida contendo biomassa granulada. O aumento desta velocidade pode melhorar a transferência de massa aumentando, assim, a eficiência do processo. Entretanto, especial atenção deve ser dada à retenção de biomassa, pois a implantação de maiores velocidades poderá favorecer a perda dos grânulos.

Desta forma, o presente trabalho teve como objetivo avaliar a influência da variação da velocidade de recirculação da fase líquida e o aumento da concentração do afluente sintético, de baixa carga, sobre a estabilidade e a eficiência de um reator anaeróbio, contendo biomassa granulada.

2. OBJETIVOS

Este trabalho teve como objetivo principal a avaliação da influência da velocidade superficial de recirculação da fase líquida sobre o desempenho de um reator anaeróbio, operado em batelada seqüencial (ASBR), contendo biomassa granulada e tratando esgoto sintético de baixa carga. Foram estabelecidos, ainda, os seguintes objetivos específicos:

(i) Estudo da estabilidade do sistema, quando submetido a diferentes velocidades superficiais de recirculação.

(ii) Avaliação da eficiência do reator, levando-se em consideração a remoção de matéria orgânica para as diferentes velocidades superficiais de recirculação.

(iii) Obtenção de parâmetros cinéticos para as condições de operação implementadas.

(iv) Estudo da estabilidade do sistema, quando submetido ao aumento de concentração do afluente para a melhor velocidade superficial de recirculação implementada.

(v) Comparação dos resultados obtidos com reatores anaeróbios com agitação mecânica: (i) operado em batelada seqüencial contendo biomassa granulada (ASBR) e (ii) operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada (ASBBR).

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias

A crise energética dos anos 70 abriu espaço para o desenvolvimento de novas alternativas tecnológicas no tratamento de águas residuárias. Despertou-se, assim, o interesse nos processos anaeróbios de tratamento de efluentes, uma vez que apresentam algumas vantagens em relação aos processos aeróbios.

Até recentemente, a utilização dos processos anaeróbios para o tratamento de efluentes líquidos era considerada antieconômica e problemática. Sem dúvida, a reduzida velocidade de crescimento da biomassa anaeróbia, notadamente das bactérias metanogênicas, faz com que o controle do processo seja delicado, uma vez que a recuperação do sistema é bastante lento quando a biomassa anaeróbia é exposta a condições ambientais adversas.

Chernicharo (2001) enumera as vantagens dos processos anaeróbios: (i) baixa produção de sólidos, cerca de 5 a 10 vezes inferior à que ocorre nos processos aeróbios; (ii) baixo consumo de energia, usualmente associado a uma elevatória de chegada. Isso faz com que os sistemas tenham custos operacionais muito baixos; (iii) baixa demanda de área, pois sua dimensão global pode ser em função de maior altura. Os mesmos poderão ser uma alternativa atrativa para o caso de zonas urbanas densas, onde em geral não há áreas disponíveis para instalações em planta de grandes estações de tratamento de esgotos; (iv) baixos custos de implantação, da ordem de 20 a 30 dólares per capita; (v) produção de metano, um gás combustível de elevado teor calorífico; (vi) possibilidade de preservação da biomassa sem alimentação do reator, por vários meses; (vii) tolerância a elevadas cargas orgânicas; (viii) aplicabilidade em pequena e grande escala; (ix) baixo consumo de nutrientes.

Quanto às limitações, Chernicharo (2001) enumera as seguintes: (i) os microrganismos anaeróbios são suscetíveis à inibição por um grande número de compostos; (ii) a partida do processo pode ser lenta na ausência de lodo de sementeira adaptado; (iii) alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária; (iv) a bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e ainda precisam ser mais estudadas; (v) possibilidades de geração de maus odores, porém controláveis; (vi) possibilidades de geração de efluente com aspecto desagradável; (vii) remoção de

nitrogênio, fósforo e patogênicos insatisfatórias; (viii) sensibilidade do processo à mudanças das condições ambientais (pH, temperatura, sobrecargas orgânicas e hidráulicas).

O tratamento anaeróbio envolve processos metabólicos complexos, que ocorrem em etapas sequenciais e que dependem da atividade de no mínimo três grupos de microrganismos distintos: (i) bactérias fermentativas (ou acidogênicas), (ii) bactérias sintróficas (ou acetogênicas) e (iii) microrganismos metanogênicos. A maioria dos microrganismos acidogênicos fermenta açúcares, aminoácidos e ácidos graxos resultantes da hidrólise de moléculas orgânicas complexas, conforme mostrado na Figura 3.1, e produzem conseqüentemente ácidos orgânicos (principalmente acético, propiônico e butírico), álcoois (etanol), cetonas (acetona), dióxido de carbono e hidrogênio. As bactérias acidogênicas possuem baixo tempo mínimo de geração (aproximadamente 30 minutos) e as mais elevadas velocidades de crescimento do consórcio microbiano. Desta forma, a etapa acidogênica só será limitante do processo se o material a ser degradado não for facilmente hidrolisado (Aquino e Chernicharo, 2005).

Como os microrganismos fermentativos não dispõem, em condições anaeróbias, de um aceptor final de elétrons (como oxigênio nos processos aeróbios), o substrato orgânico é ao mesmo tempo utilizado como aceptor e doador de elétrons, ou seja, uma parte dos compostos orgânicos poluentes é oxidada, enquanto outra parte é reduzida (Aquino e Chernicharo, 2005).

A fermentação acidogênica é realizada por um grupo diversificado de bactérias, das quais a maioria é anaeróbia obrigatória. Entretanto, algumas espécies são facultativas e podem metabolizar material orgânico por via oxidativa. Isso é importante nos sistemas de tratamento anaeróbio de esgoto porque o oxigênio dissolvido, eventualmente presente, poderia se tornar uma substância tóxica para os microrganismos metanogênicos se não fosse removido pelas bactérias acidogênicas facultativas (van Haandel e Lettinga, 1994).

O grupo dos microrganismos não metanogênicos responsáveis pela hidrólise e fermentação consiste de bactérias anaeróbias obrigatórias e de facultativas. Organismos isolados de digestores anaeróbios incluem *Clostridium* spp., *Peptococcus anaerobus*, *Bifidobacterium* spp., *Desulphovibrio* spp., *Corynebacterium* spp., *Lactobacillus*, *Actinomyces*, *Staphylococcus* e *Escherichia coli*. Outros grupos fisiológicos presentes

incluem aqueles que produzem enzimas proteolíticas, lipolíticas, ureolíticas ou celulolíticas (Metclaf e Eddy, 2003).

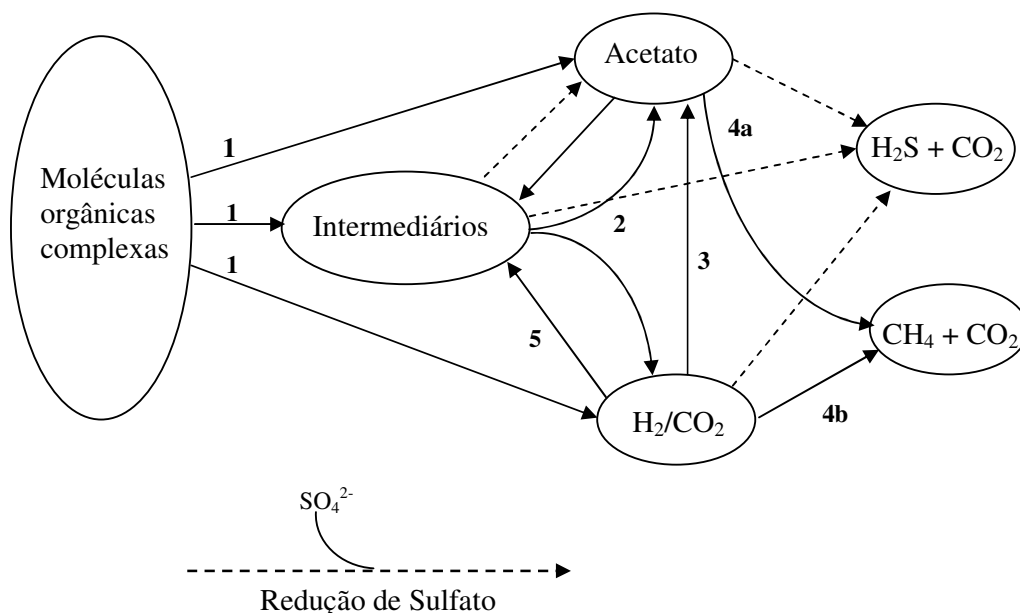
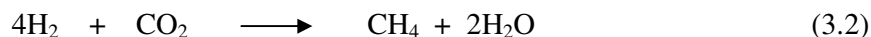
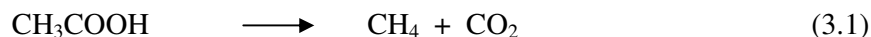


Figura 3.1 – Fluxo de carbono em reatores anaeróbios: 1 – bactérias hidrolíticas/fermentativas; 2 – bactérias produtoras de hidrogênio; 3 – bactérias homoacetogênicas; 4a – metanogênese acetoclástica; 4b – metanogênese hidrogenotrófica; 5 – bactéria sintetizadora de ácidos graxos; linhas pontilhadas representam a ação das bactérias redutoras de sulfato (O’Flaherty *et al.*, 2006)

Os produtos da acidogênese são posteriormente oxidados a acetato, hidrogênio e dióxido de carbono em um processo denominado de acetogênese. Durante a formação dos ácidos acético e propiônico, uma grande quantidade de hidrogênio é formada, fazendo com que o valor do pH no meio aquoso decresça. Há duas maneiras pelas quais o hidrogênio é consumido no meio: (i) através dos microrganismos metanogênicos que utilizam o hidrogênio e o dióxido de carbono para produzir metano; e (ii) através da formação de ácidos orgânicos, tais como o propiônico e butírico, ácidos estes formados através da reação do hidrogênio com dióxido de carbono e ácido acético. De todos os produtos metabolizados pelas bactérias acidogênicas, apenas o hidrogênio e o acetato podem ser utilizados diretamente pelas metanogênicas. Porém, pelo menos 50% da DQO biodegradável é convertida em propionato e butirato, os quais são posteriormente

decompostos em acetato e hidrogênio pela ação das bactérias acetogênicas (Chernicharo, 1997).

A metanogênese, em geral, é a etapa que limita a velocidade do processo de digestão como um todo, embora a temperatura abaixo de 20°C para a hidrólise possa se tornar limitante. O metano é produzido pelos microrganismos metanogênicos acetotróficos, a partir da redução de ácido acético, ou pelos microrganismos hidrogenotróficos, a partir da redução de dióxido de carbono conforme as reações catabólicas (3.1) e (3.2):



Os microrganismos metanogênicos acetoclásticos são os mais importantes do consórcio microbiano, pois a remoção de DQO da fase líquida depende da conversão de acetato, composto no qual são canalizados aproximadamente 70% dos elétrons do substrato original, em gás metano. Infelizmente esses microrganismos são de lento crescimento, com um tempo de geração mínimo de 2 a 3 dias e são extremamente dependentes da manutenção de condições ótimas de crescimento (Aquino e Chernicharo, 2005).

Os microrganismos responsáveis pela produção de metano, classificados como Archaea, são anaeróbios obrigatórios estritos. Muitos dos organismos metanogênicos identificados nos digestores anaeróbios são similares aos encontrados em estômagos de animais ruminantes e em sedimentos orgânicos encontrados em lagos e rios. O principal gênero de microrganismos que tem sido identificado em condições mesofílicas inclui: na forma de bastão, *Methanobacterium* e *Methanobacillus*, e na forma esférica, *Methanococcus*, *Methanotrix* e *Methanosarcina*. *Methanosarcina* e *Methanotrix* são os únicos microrganismos que possuem habilidade para utilizar acetato para produzir metano e dióxido de carbono. Os outros oxidam hidrogênio com dióxido de carbono como aceptor de elétron para produzir metano (Metclaf e Eddy, 2003).

O Domínio Archaea é caracterizado por microrganismos procarióticos evolutivamente distintos dos organismos alocados no Domínio Bactéria. As Archaea metanogênicas são microrganismos anaeróbios obrigatórios, que requerem condições

anóxicas de crescimento, e altamente redutoras, com potenciais de oxi-redução da ordem de -300 mV. São conhecidos até o momento dez substratos para a metanogênese: formiato, monóxido de carbono, metanol, 2-propanol, aminas metiladas, dimetilsulfeto, metilmecarptanas e acetato, sendo universal o dióxido de carbono, que necessita de hidrogênio como doador de elétrons. Os metanogênicos apresentam metabolismo quimiorganoatrófico ou autotrófico (Vazoller *et al*, 1999).

A produção de metano a partir da redução de dióxido de carbono ou formiato por microrganismos hidrogenotróficos é conhecida como respiração anaeróbia, porque nesse caso o oxigênio na forma combinada (CO_2) é utilizado como acceptor de elétrons. Os microrganismos metanogênicos hidrogenotróficos são de rápido crescimento, com tempo de geração mínimo de 6 horas, e além de contribuírem para aproximadamente 30% do metano formado, a presença deles ajuda a manter baixas concentrações de hidrogênio dissolvido em reatores anaeróbios, favorecendo assim a degradação de propionato e butirato (Aquino e Chernicharo, 2005). Os gêneros mais frequentemente isolados em reatores anaeróbios são: *Methanospirillum* e *Methanobrevibacter* (Chernicharo, 1997).

Tanto os microrganismos metanogênicos acetoclásticos quanto os hidrogenotróficos são muito importantes na manutenção do curso da digestão anaeróbia, uma vez que estas são responsáveis pela função essencial de consumir hidrogênio produzido nas fases anteriores. Com isso, é propiciado o abaixamento da pressão parcial de hidrogênio no meio, tornando possível às reações de produção dos microrganismos acidogênicos e acetogênicos (Chernicharo, 1997).

Os microrganismos que transformam o material orgânico afluyente têm atividade catabólica e anabólica. Desse modo, paralelo à liberação dos diferentes produtos da fermentação, há a formação de novas células, dando origem as diferentes populações de microrganismos no digestor anaeróbio (van Haandel e Lettinga, 1994).

Além dos processos fermentativos que levam à produção de biogás, podem se desenvolver outros processos no reator anaeróbio. Neste não se encontra oxigênio dissolvido, mas pode haver presença de oxidantes alternativos, que permitem o desenvolvimento de bactérias que usam o catabolismo oxidativo. Estes oxidantes são o nitrato e o sulfato. O nitrato pode ser usado como oxidante, sendo reduzido para nitrogênio molecular em um processo denominado desnitrificação, e o sulfato pode ser reduzido para sulfeto (Campos, 1999).

A produção de sulfetos é um processo no qual o sulfato e outros compostos a base de enxofre são utilizados como aceptores de elétrons durante a oxidação de compostos orgânicos. Durante este processo, sulfato, sulfito e outros compostos sulfurados são reduzidos a sulfeto, através da ação de um grupo de bactérias anaeróbias estritas, denominadas bactérias redutoras de sulfato (ou bactérias sulforedutoras).

As bactérias sulforedutoras são consideradas um grupo muito versátil de microrganismos, capazes de utilizar uma ampla gama de substratos, incluindo toda a cadeia de ácidos graxos voláteis, diversos ácidos aromáticos, hidrogênio, metanol, etanol, glicerol, açúcares, aminoácidos e vários compostos fenólicos. As bactérias sulforedutoras dividem-se em dois grupos:

(i) bactérias sulforedutoras que oxidam seus substratos de forma incompleta até o acetato. A esse grupo pertencem os gêneros *Desulfobulbus*, *Desulfomonas* e a maioria das espécies dos gêneros *Desulfotomaculum* e *Desulfovibrio*;

(ii) bactérias sulforedutoras que oxidam seus substratos completamente até o gás carbônico. A esse grupo pertencem os gêneros *Desulfobacter*, *Desulfococcus*, *Desulfosarcina*, *Desulfobacterium* e *Desulfonema*.

Com a presença de sulfato em uma água residuária, muitos dos compostos intermediários, formados através das rotas metabólicas, passam a ser utilizados pelas bactérias sulforedutoras, provocando uma alteração das rotas metabólicas no digestor anaeróbio. Dessa forma, as bactérias sulforedutoras passam a competir com as bactérias fermentativas, acetogênicas e metanogênicas pelos substratos disponíveis. A importância dessa competição bacteriana é maior quando ocorre o aumento da concentração relativa de SO_4^{2-} em relação à concentração de DQO (Chernicharo, 1997).

A digestão anaeróbia é susceptível a um controle rigoroso das condições ambientais, uma vez que o processo requer uma interação dos microrganismos fermentativos, acetogênicos e metanogênicos. Dessa forma, o sucesso do processo depende de um balanço delicado do sistema ecológico. Atenção deve ser dispensada aos microrganismos metanogênicos, considerados os mais vulneráveis às mudanças das condições ambientais. Os principais requisitos ambientais da digestão anaeróbia são:

(i) *Nutrientes*: as necessidades nutricionais das populações microbianas envolvidas são usualmente estabelecidas a partir da fórmula química empírica das células. A presença de nitrogênio e fósforo é essencial para o desenvolvimento biológico de uma maneira geral. O enxofre também é de suma importância,

principalmente para a metanogênese, pois as bactérias assimilam enxofre na forma de sulfetos originados geralmente da redução biológica de sulfato. Tais compostos estão presentes abundantemente em águas residuárias provenientes de esgotos sanitários típicos, entretanto, em efluentes industriais específicos, podem ser escassos e necessitar de alguma suplementação. Quanto aos chamados micronutrientes e traços de metais, estes são necessários para um desenvolvimento adequado, porém em quantidades bem mais discretas, pois um excesso desses metais poderá inibir ou até mesmo ser tóxico para as bactérias. Dentre os metais importantes na digestão anaeróbia (principalmente para os microrganismos metanogênicos acetoclásticos) destacam-se o ferro, níquel, cobalto e molibdênio. Com relação às necessidades de nutrientes, tem-se que a relação $DQO:N:P:S$ de 500:5:1:1 é suficiente para atender às necessidades de macronutrientes dos microrganismos anaeróbios (Chernicharo, 1997; Campos, 1999).

(ii) *Temperatura:* é o fator físico mais relevante, sendo importante o conhecimento das temperaturas mínima, máxima e ótima. Influi principalmente na velocidade do metabolismo bacteriano, na solubilidade dos diferentes constituintes do substrato e no equilíbrio iônico. Tem também influência direta na cinética de reação, alterando a velocidade específica de utilização de substrato, além de afetar os microrganismos das formas mais diferenciadas. A solubilidade de alguns constituintes, principalmente os lipídeos, em temperaturas abaixo de 20°C (faixa de temperatura ótima dos microrganismos psicrófilos) pode ser comprometida. Caso não haja a solubilização destes constituintes, pode haver arraste deste material, prejudicando a eficiência de remoção e ocasionando a não disponibilidade deste substrato, prejudicando o crescimento bacteriano e conseqüentemente desestabilizando o reator (Campos, 1999).

Segundo Speece (1996), o processo anaeróbio é mais sensível à variação da temperatura do que o aeróbio. A conversão de acetato a metano é mais dependente da temperatura do que a produção de ácidos voláteis. Assim, a diminuição da temperatura pode acarretar um aumento da concentração de ácidos voláteis, devido ao metabolismo dos microrganismos acidogênicos ser menos afetado que o dos microrganismos metanogênicos. Este aumento dos ácidos voláteis, associado a temperaturas mais baixas, pode potencialmente exceder a capacidade de tamponamento do sistema diminuindo o pH. A sensibilidade à temperatura aumenta com o aumento da carga orgânica.

(iii) *pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis*: os quais estão intimamente relacionados entre si, sendo igualmente importantes para o controle e operação adequados. Os microrganismos metanogênicos são muito sensíveis ao pH, suportando um meio com os valores de pH entre 6,5 e 8,2. Porém pode haver, em condições especiais, uma tolerância até 6,0 (Campos, 1999). Porém, a atividade biológica (especialmente a acidogênese) altera o pH do sistema, tornando inúteis às tentativas de neutralização de algumas águas residuárias, sendo necessária a suplementação com algum sal ácido (como NaHCO_3) para que este efetue o papel de tamponar o sistema.

(iv) *Cargas Tóxicas e/ou Inibidoras*: podem inibir e até mesmo inviabilizar a operação do sistema. Devido ao efeito de aclimatização da biomassa, a capacidade de suportar toxicidade é diretamente proporcional ao tempo de retenção celular (idade do lodo). Assim, quanto maior for a idade do lodo, maior será a capacidade do mesmo a tolerar descargas tóxicas. Todavia, o processo anaeróbico de forma geral tem se mostrado bem tolerante à toxicidade.

A tolerância e a possibilidade de tratamento de compostos potencialmente tóxicos (para o ambiente e também para a biomassa do reator) estão entre as grandes vantagens dos processos anaeróbios. Muitos desses compostos tóxicos são biodegradáveis apenas em condições anaeróbias, como flúor, benzeno, tolueno, xileno e etil-benzeno. Neste contexto, faz-se necessária a aclimação da biomassa, cujo procedimento é de primordial importância para o sucesso do processo. O procedimento geralmente empregado consiste em submeter a biomassa a concentrações inicialmente muito reduzidas do composto e, em função do tempo e principalmente da resposta do sistema, aumentar gradativamente o valor até atingir níveis máximos. Algumas vezes, esses níveis máximos estão abaixo daquele encontrado nas águas residuárias, havendo a necessidade da sua diluição.

A operação e controle de reatores anaeróbios envolvem o monitoramento da concentração de matéria orgânica (na forma de DQO), alcalinidade (total, parcial, intermediária e a bicarbonato), relação entre as alcalinidades intermediária e parcial para esgoto doméstico, pH, ácidos voláteis, proporção entre metano e dióxido de carbono (que deve ser próxima de 70% CH_4 e 30% CO_2) e temperatura. Caso haja um desequilíbrio nas condições operacionais do reator, a alimentação deve ser interrompida e as causas devem ser detectadas, podendo-se adicionar até álcalis (NaOH , CaO ou NaHCO_3) para a manutenção do pH.

Em um reator estável, operado sob condições ótimas de crescimento microbiano, e na ausência de fatores de estresse, as etapas acidogênica, acetogênica e metanogênica ocorrerão em passos similares, de forma a haver uma equalização nas velocidades de produção e consumo dos compostos intermediários. Nesses casos não haverá acúmulo significativo de ácidos graxos voláteis (AGV) e o processo deverá operar próximo às condições de equilíbrio dinâmico. Entretanto, essa condição é raramente observada em estações de tratamento de esgoto, devido às variações na concentração, composição e vazão do afluente e às mudanças de condições ambientais (temperatura, ausência temporária de nutrientes, presença temporária de compostos tóxicos). O acúmulo de AGV, principalmente acetato, propionato e butirato, pode ocorrer em sistemas de tratamento em escala real como resultado da não observância das condições ideais de crescimento ou da não observância de limitações cinéticas e termodinâmicas. É importante salientar que a presença de AGV no efluente reflete uma condição de instabilidade, ao invés de uma deficiência inerente da tecnologia anaeróbia. O acúmulo de acetato, propionato e butirato não devem ser encarados como inevitável, mas sim como um sintoma de que uma ou mais etapas do consórcio anaeróbio está sendo prejudicada (Aquino de Chernicharo, 2005).

A análise do equilíbrio químico das reações que ocorrem nos sistemas anaeróbios pode ser efetuada pela variação da energia livre padrão (ΔG°), a qual deve apresentar valores negativos para que a reação seja favorável. Algumas das reações importantes nos processos anaeróbios e a respectiva energia livre padrão são apresentadas na Tabela 3.1.

Nestas reações vale destacar a importância que o hidrogênio assume no equilíbrio químico, ou seja, dependendo do valor de sua pressão parcial, as reações podem ter seus equilíbrios deslocados para os produtos ou reagentes. Dessa forma, a estabilidade e a eficiência dos processos anaeróbios estão relacionadas com os aspectos termodinâmicos dessas várias reações, as quais interagem entre si.

Do ponto de vista de desempenho do processo na conversão de matéria orgânica a metano, é imprescindível que os compostos orgânicos sejam convertidos a acetato e hidrogênio. Não havendo essa conversão, tampouco haverá metanogênese, ocorrendo o acúmulo dos produtos da fase de hidrólise e fermentação no reator.

A acetogênese, etapa essencial da conversão de compostos intermediários a acetato, é termodinamicamente desfavorável, isto é, não ocorre espontaneamente no sentido da formação de acetato e H_2 , a menos que essas espécies químicas sejam removidas do meio, deslocando o equilíbrio da reação no sentido da formação desses produtos (Campos, 1999).

Tabela 3.1 – Valores de energia livre padrão de algumas reações catabólicas da digestão anaeróbia (Campos, 1999)

Reação	ΔG° (kJ/mol)
Propionato a Acetato	
$CH_3CH_2COO^- + 3H_2O \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + HCO_3^- + 3H_2$	+ 76,1
Butirato a Acetato	
$CH_3CH_2CH_2COO^- + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+ 48,1
Etanol a Acetato	
$CH_3CH_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+ 9,6
Lactato a Acetato	
$CH_3CHOHCOO^- + 2H_2O \rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + H^+ + 2H_2$	- 4,2
Acetato a Metano	
$CH_3COO^- + H_2O \rightarrow HCO_3^- + CH_4$	- 31,0
Bicarbonato a Acetato	
$2HCO_3^- + 4H_2 \rightarrow CH_3COO^- + 4H_2O$	- 104,6
Bicarbonato a Metano	
$HCO_3^- + 4H_2 + H^+ \rightarrow CH_4 + 3H_2O$	- 135,6

Os cálculos termodinâmicos associados às reações acetogênicas permitem determinar que essas reações só são termodinamicamente favoráveis (isto é, ocorrem no sentido da formação de acetato), quando a pressão parcial de H_2 no meio é muito baixa (10^{-4} atm para a conversão de propionato e 10^{-3} para butirato). Portanto, uma vez formados os ácidos propiônico e butírico como produtos intermediários, a conversão a acetato só será possível mediante a existência de populações capazes de remover, de

forma rápida e eficiente, o H_2 formado nas reações acetogênicas. Isso é conseguido graças à ação dos microrganismos que removem H_2 do meio, isto é, os microrganismos metanogênicos hidrogenotróficos e as bactérias redutoras de sulfato (Campos, 1999).

3.2. Biomassa nos Processos Anaeróbios

Com relação ao crescimento e sustentação da biomassa, o tratamento biológico de esgotos se processa através do crescimento denominado disperso ou o crescimento aderido, sendo um desses, geralmente, o mecanismo predominante, embora possam ocorrer simultaneamente. No crescimento disperso, a biomassa cresce de forma dispersa no meio líquido, sem nenhuma estrutura de sustentação, sendo um dos exemplos o do reator anaeróbio de fluxo ascendente. No crescimento aderido, a biomassa cresce aderida a um meio suporte, formando um biofilme (Sperling, 1996).

Consterton *et al.* (1995) definem biofilmes como uma matriz de populações bacterianas aderidas umas as outras e/ou a superfícies ou interfaces. Esta definição inclui agregados microbianos e flocos e também populações aderidas no interior de poros de um determinado meio poroso. Embora os mecanismos envolvidos neste processo de biofloculação não sejam completamente entendidos, acredita-se que os polímeros extracelulares (EPS) têm um papel crucial (Jia *et al.* 1996).

Os polímeros extracelulares (EPS) são produtos metabólicos das bactérias que se acumulam na superfície das células. Interações destes polímeros entre as células permitem células adjacentes se agregarem. Desta forma, os biofilmes microbianos são caracterizados em parte pela produção de uma rede extensa de substâncias extracelulares poliméricas (EPS) altamente hidratada. A produção de EPS pelas bactérias do biofilme tem várias funções, incluindo a facilitação da fixação da bactéria à superfície, a formação e manutenção da estrutura da microcolônia no biofilme, aumento da resistência do biofilme às condições de estresse ambiental e de agentes antimicrobianos, nutrição do biofilme, “biofouling”, comunicação célula-célula, resistência à toxicidade por metais pesados (Consterton *et al.*, 1995; Jia *et al.* 1996; Zang e Fang 2001).

Mahmoud *et al.* (2003) definem as substâncias extracelulares poliméricas (EPS) como compostos de alto peso molecular produzidos por microrganismos sob certas condições. Acredita-se que tais biopolímeros originem-se de diferentes fontes como: (i)

síntese biológica e excreção, (ii) lise de células bacterianas e também (iii) da adsorção de matéria orgânica da água residuária (exemplo: celulose, ácidos húmicos) na superfície dos flocos. A composição química da matriz de EPS é muito heterogênea, contendo carboidratos e proteínas como componentes principais. Zang e Fang (2001) incluem também, na composição química da matriz de EPS, ácidos nucleicos, (fosfo)lipídeos, ácido urônico, substâncias húmicas.

Comparados aos flocos frouxos, macios e irregulares dos sistemas de tratamento por lodos ativados, o lodo granular anaeróbio tem as seguintes características: (i) possui uma estrutura microbiana densa e robusta; (ii) forma arredondada e homogênea, e uma superfície externa bem delineada; (iii) é visível como grupos separados no líquido durante as fases de agitação e sedimentação; (iv) possui uma alta capacidade de retenção de biomassa e excelente sedimentabilidade; (v) é capaz de resistir a altas vazões; (vi) é capaz de suportar altas cargas orgânicas volumétricas; (vii) é menos vulnerável que o lodo suspenso a toxicidade por compostos químicos orgânicos e metais pesados contidos na água residuária (Liu e Tay, 2004).

Segundo Jia *et al.* (1996), a formação de agregados (flocos, biofilmes e grânulos) nos processos de tratamento biológico permite que uma quantidade maior de biomassa se acumule no reator e também resulta em uma melhor separação da biomassa do efluente.

Os agregados, na forma de grânulo, consistem de uma comunidade microbiana densa que tipicamente inclui milhões de organismos por grama de biomassa. Nenhuma das espécies individuais nestes microecossistemas é capaz de degradar completamente os resíduos. A completa degradação de resíduos industriais envolve interações complexas entre estas espécies no grânulo. Desta forma, reatores com lodo granular são desejáveis nos processos biológicos de tratamento de águas residuárias uma vez que um alto número de organismos pode ser mantido no biorreator (transformação de contaminantes é rápida, os resíduos altamente concentrados ou grandes volumes de resíduos podem ser tratados em reatores que requerem espaços menores) (Liu *et al.*, 2002).

Segundo Zhang *et al.* (1996), a força motora responsável pelo processo de granulação é a variação cíclica das condições de fartura e escassez de substrato (variação da relação F/M) durante a operação do ASBR. No fim da etapa de reação, a relação F/M atinge seu valor mais baixo, criando condições favoráveis para

sedimentação. A biomassa de baixa sedimentabilidade tende a ser carregada junto com o efluente no momento da descarga, enquanto que a biomassa granular ativa de rápida velocidade de sedimentação é retida no interior do reator, permitindo assim maior eficiência de retenção de sólidos voláteis em seu interior.

Segundo Speece (1996), deve ser dada atenção à forte tendência ocasional dos grânulos anaeróbios flatarem. Para cargas orgânicas extremamente altas, uma fração significativa da biomassa torna-se dispersa no líquido, acima do leito de biomassa, devido a alta turbulência (causada pela alta liberação de biogás no leito). Isto também causa a flotação dos agregados de biomassa, devido à aderência ou aprisionamento das bolhas de gás nos mesmos.

Os mecanismos que controlam a seleção e formação de grânulos estão relacionados a fatores físicos, químicos e biológicos, incluindo: *(i)* as características do substrato (concentração e composição); *(ii)* a compressão gravitacional das partículas do lodo e a velocidade superficial de liberação de biogás; *(iii)* as condições ideais para crescimento dos microrganismos metanogênicos, como a presença de cátions bivalentes; *(iv)* a velocidade ascensional do líquido através do leito de lodo. Particularmente importante é a velocidade ascensional do líquido, que proporciona uma constante pressão seletiva sobre os microrganismos, que passam a aderirem-se uns aos outros, levando à formação de grânulos que apresentam boa capacidade de sedimentação. Os grânulos geralmente apresentam uma aparência bem definida, podendo ter vários milímetros de diâmetro e se acumular em grandes quantidades no reator. A configuração granular apresenta diversas vantagens do ponto de vista de engenharia: *(i)* os microrganismos usualmente se apresentam densamente agrupados; *(ii)* a não utilização de meio suporte propicia um aproveitamento máximo do volume de reator; *(iii)* a forma esférica dos grânulos proporciona uma relação máxima microrganismo/volume; *(iv)* os grânulos apresentam excelentes propriedades de sedimentação (Chernicharo, 1997).

A formação de biomassa na forma de grânulos é importante uma vez que esta permite ao reator tratar grandes cargas orgânicas volumétricas com maior estabilidade e eficiência, quando comparado a sistemas sem granulação desenvolvida (Sung e Dague, 1995; Wirtz e Dague, 1996). Além da maior velocidade de sedimentação, outra vantagem da biomassa granular em relação a floculenta é a alta atividade específica que

aquela apresenta, permitindo ao processo atingir maiores velocidades de estabilização de matéria orgânica (Wirtz e Dague, 1996).

Qualquer processo biológico de tratamento é considerado econômico se puder ser operado a baixos tempos de detenção hidráulica (tempo que uma molécula de água permanece no sistema) e a tempos de retenção de sólidos suficientemente longos para permitir o crescimento de microrganismos. O desenvolvimento dos processos anaeróbios de alta velocidade resolveu esse problema, uma vez que tais processos são capazes de propiciar o desenvolvimento de grandes quantidades de biomassa de elevada atividade, que pode ser mantida nos reatores mesmo quando operados com baixos tempos de detenção hidráulica. Se for garantido o contato suficiente entre a biomassa e os compostos orgânicos, elevadas cargas podem ser aplicadas ao sistema (Chernicharo, 1997).

Nos reatores anaeróbios contendo biomassa na forma de grânulos, esta pode se acumular formando camadas densas, praticamente estacionárias, no fundo do reator. A agitação hidráulica e a densidade do leito de lodo são, portanto, essenciais para a mobilidade da biomassa na forma de grânulos no interior do reator. É muito importante que não ocorra a formação das denominadas zonas mortas, fluxos preferenciais, curtos-circuitos hidráulicos etc., que resultem em espaços ou condições, no interior do reator, onde não seja favorável o contato entre esgoto e a biomassa, prejudicando o seu desempenho (Campos, 1999).

Segundo O'Flaherty *et al.* (2006), do ponto de vista microbiológico, o consenso geral na literatura é o de que a metanogênese acetotrófica tem papel chave na granulação. Neste caso os grumos formados pelo crescimento destes microrganismos filamentosos funcionam como centros de nucleação que iniciam o desenvolvimento do grânulo, seguido pela colonização subsequente pelos microrganismos acetogênicos e metanogênicos hidrogenotróficos, as quais frequentemente levam a estrutura em camadas do biofilme do grânulo.

Segundo Batstone *et al.* (2004), os grânulos consistem de grupos microbiológicos funcional e fisiologicamente deferentes, incluindo: (i) microrganismos acidogênicos, os quais são formados principalmente por bactérias; (ii) consórcio sintrófico acetogênico/metanogênico responsável pela conversão de ácidos orgânicos e álcoois a acetato, um processo que requer um aceptor de elétrons externo; (iii) metanogênicas acetoclásticas, as quais têm habilidade de utilizar acetato e incluem

Methanosaeta spp (homoacetotrófica) e *Methanosarcina spp*. (que pode utilizar formiato, H₂ e metanol). *Methanosaeta spp*. são dominantes em baixas concentrações de acetato (10⁻⁶ a 10⁻³ M acetato), enquanto *Methanosarcina spp*. têm vantagem competitiva em concentrações altas de acetato. *Methanosaeta spp*. prevalecem na maioria dos reatores industriais de alta velocidade.

Segundo Sung e Dague (1995), a operação em batelada favorece a formação dos grânulos, uma vez que, durante a etapa de sedimentação, a biomassa é selecionada. Quando a biomassa floculenta e os microrganismos dispersos são descarregados juntamente com o efluente, os agregados mais densos são retidos, tornando-se dominantes no reator.

Wirtz e Dague (1996), usando quatro ASBR de 12 L de volume útil, operados a 35 °C em ciclos de 6 horas para o tratamento de água residuária sintética a base de sacarose, estudaram o fenômeno da granulação, com o objetivo de minimizar o tempo necessário para formar grânulos (tempo de partida do reator). Pela adição de polímero catiônico ao reator, os pesquisadores observaram que o tempo para formação dos grânulos foi reduzido de 4 a 5 meses para 1 a 2 meses, atingindo após 2 meses eficiências de remoção de DQO de aproximadamente 95% para uma COV de 6 gDQO/L.d.

Veronez *et al.* (2005) estudaram as mudanças nas características dos grânulos presentes em biorreatores anaeróbios em escala de bancada, operados no modo contínuo, batelada e batelada alimentada em condições experimentais próximas: de tempos de ciclo e de residência, de temperatura (30 ± 1°C) e de concentração de matéria orgânica (500 mgDQO/L). Os grânulos foram caracterizados pelas propriedades físicas e microbiológicas como tamanho médio, tempo de sedimentação e microscopia óptica e de fluorescências. Os ensaios foram realizados em batelada e em batelada alimentada utilizando tempos de ciclo de 8 e 6 h. Os ensaios realizados em modo contínuo utilizaram um reator de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB de 1,3 L) sem e com recirculação da fase líquida, ou seja, operado com baixa e alta velocidade ascensional, utilizando-se tempos de residência hidráulicos de 8, 6 e 4 h. Os resultados indicaram que os grânulos do reator operado em batelada e em batelada alimentada seqüenciais, com ou sem agitação mecânica, não sofreram mudanças físicas nem microbiológicas em suas características. No entanto, em função do tempo de operação, os grânulos do reator UASB foram submetidos à aglomeração devido à formação e acúmulo de um material

viscoso, de provável origem microbiana, quando operado em baixas velocidades superficiais (0,072; 0,10 e 0,15 m/h). Quando a velocidade superficial foi aumentada para 8 a 10 m/h, através da recirculação da fase líquida, os grânulos do reator UASB sofreram floculação e as características microbiológicas mudaram de tal maneira que o equilíbrio da diversidade microbiana no inóculo inicialmente usado não foi mantido, formando duas zonas bem distintas com diferentes características físicas e morfológicas. A análise do lodo indicou um possível efeito do modo de operação do biorreator, contínuo e em batelada, tratando água residuária sintética de baixa carga na preservação do tamanho dos grânulos e das características microbiológicas. Desta forma, um comportamento mais estável foi observado quando houve alteração de uma situação de pouca disponibilidade de substrato, característica da operação em batelada e em batelada alimentada, o que não ocorreu no modo contínuo, apesar das condições hidrodinâmicas do sistema. Dessa forma, os resultados indicaram uma possível característica positiva do biorreator operado no modo batelada e batelada alimentada em relação ao modo de operação contínua, referente à estabilidade das características dos grânulos.

3.3 Influência de Agitação no Processo de Digestão Anaeróbia

Analisando os fatores que afetam o desempenho dos reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial, Zaiat *et al.* (2001) mencionam a agitação como um dos principais.

A agitação no ASBR deve ser de intensidade suficiente para promover a uniformidade de condições no reator, como temperatura, pH e concentração de substrato, além de garantir um eficiente contato entre a biomassa e a água residuária, favorecendo assim a conversão da matéria orgânica.

A agitação do ASBR é realizada normalmente por meio de impelidores (agitação mecânica) ou por reciclo do biogás gerado no processo. Entretanto, para efluentes de baixa carga, a produção deste biogás pode ser insuficiente para a homogeneização do reator, havendo a necessidade de uma forma auxiliar como recirculação de líquido ou agitação mecânica (Brito *et al.*, 1997; Pol *et al.*, 1998). A homogeneização do sistema seja através de agitação mecânica, seja pela recirculação de gás ou líquido, promove o maior contato sólido/líquido, favorecendo o processo de transferência de massa.

Angenent e Dague (1995) também afirmam que a produção de gás em reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial (ASBR), tratando águas residuárias de baixa concentração, é insuficiente para realizar agitação no reator, sendo necessário um sistema de agitação para distribuir uniformemente o substrato durante a fase de reação. Entretanto, se a agitação for muito intensa, pode causar a destruição de grânulos, resultando em baixa eficiência de separação de sólidos.

Angenent *et al.* (2001), avaliando o efeito da duração e da intensidade de agitação sobre o desempenho de um ASBR, com 5 L de volume útil tratando resíduo suíno, verificaram que o uso de agitação suave e intermitente permitiu um maior desempenho do reator quando comparada à agitação suave e contínua, resultando em maiores eficiências de remoção de sólidos voláteis e maior produção de metano. Segundo os autores, a agitação contínua resulta no desenvolvimento de uma biomassa com características de sedimentação ruins, a qual é lavada mais facilmente com o efluente durante a descarga diminuindo, assim, o desempenho do reator. Os pesquisadores observaram também que o aumento da intensidade de agitação diminuiu severamente o desempenho do reator e a quantidade total de biomassa metanogênica.

Sung e Dague (1995) fizeram ensaios variando as formas de agitação. A agitação foi realizada durante a fase de reação através de recirculação de gás, sendo efetuada de maneira contínua e intermitente, em diferentes intervalos e duração. Nos ensaios com agitação intermitente, o gás foi recirculado durante 5 minutos em intervalos de 1 hora, durante 2,5 min a cada 0,5 hora e durante 100 segundos a cada 20 min. Os resultados obtidos indicaram que o uso de agitação contínua ou intermitente não influenciou o desempenho do reator em termos de remoção de DQO e produção de metano.

Timur e Öztürk (1999) estudaram um sistema de agitação mecânica através de agitadores magnéticos, sendo realizada de forma intermitente por 1 min a cada 1 hora, não sendo relatado nenhum dado relativo à intensidade empregada no agitador. Apesar dos pequenos períodos de agitação empregados, o efluente resultante apresentou uma quantidade considerável de sólidos suspensos.

Massé e Massé (2000), utilizando agitação intermitente (um minuto de agitação a cada cinco minutos) por recirculação de biogás gerado em ASBR de 42 L, tratando água residuária de matadouro suíno, obtiveram eficiências de remoção de DQO total entre 90 e 96%, para cargas orgânicas volumétricas variando de 2,07 a 4,93 gDQO/L.d.

Ratusznei *et al.* (2001) estudaram a influência da agitação mecânica no desempenho de um ASBR com biomassa imobilizada, variando a frequência de agitação de zero (sem agitação) até 750 rpm. O reator foi operado a $30 \pm 1^\circ\text{C}$, tratando aproximadamente 0,5 L de água residuária sintética. A implementação da agitação aumentou a eficiência do reator e permitiu a redução do tempo total do ciclo de 8 horas para somente 3 horas, otimizando a operação do sistema, pois a intensidade da agitação afetou sensivelmente o tempo necessário para se atingir a eficiência máxima de remoção de matéria orgânica. O efeito da agitação na eficiência do sistema foi quantificado através de uma correlação empírica e de um modelo cinético de primeira ordem, propostos para analisar a influência da agitação no desempenho do reator. No caso do ajuste da correlação empírica, o parâmetro (a_1), que representa a remoção máxima, permaneceu constante enquanto o parâmetro (a_2), que representa o tempo para atingir 50% da remoção máxima, era uma função logarítmica da velocidade de agitação. No caso do modelo cinético de primeira ordem, o parâmetro cinético aparente (k), que representa a reação e o fenômeno da transferência de massa, também era função logarítmica da velocidade de agitação, indicando que um aumento na agitação ocasionou uma melhora na transferência de massa, conseqüentemente, um aumento no parâmetro cinético.

Rodrigues *et al.* (2003) estudaram um reator ASBR com agitação mecânica e lodo granulado no tratamento de esgoto sintético de baixa carga (500 mgDQO/L). Utilizaram um reator de 5 L, operado a $30 \pm 1^\circ\text{C}$ em ciclos de 8 h, tratando 2,0 L de esgoto sintético em cada ciclo. Foram empregadas frequências do agitador de 0 a 75 rpm e tempos de sedimentação de 2 e 4 h. Obteve-se eficiências de remoção de 80 e 88% em termos de amostras não filtradas e filtradas, respectivamente, para agitação de 50 rpm, considerada ótima, apresentando satisfatória retenção de sólidos sem que houvesse prejuízo aos grânulos com a implementação dessa agitação. A agitação ainda possibilitou a diminuição do tempo do ciclo, em relação ao sistema sem agitação. Essa verificação foi possível pela análise da influência da agitação sob um enfoque matemático pelo ajuste do modelo do sistema, admitindo-se o reator como de mistura perfeita e o modelo cinético como de primeira ordem.

Rodrigues *et al.* (2004) estudaram a influência da implementação de um perfil de agitação variável ao longo do ciclo de 6 h de operação de um ASBR, tratando 2,0 L de água residuária sintética a $30 \pm 1^\circ\text{C}$. O período de agitação foi distribuído da seguinte

maneira: 60 min a 75 rpm, 220 min a 50 rpm e 30 min a 25 rpm. Além disso, outra estratégia constou em utilizar agitação constante de 50 rpm durante todo o ciclo. Os autores observaram que o uso da agitação variável melhorou a eficiência do reator sem prejudicar as características de sedimentação da biomassa, resultando assim em uma possível redução do tempo total do ciclo e a diminuição do consumo de energia.

Pinho *et al.* (2004) analisaram a influência da velocidade de agitação, utilizando diferentes frequências de rotação (500, 700, 900 e 1100 rpm) em um ASBR contendo biomassa imobilizada. O substrato utilizado foi leite de soja com concentração de aproximadamente 1000 mgDQO/L, sendo o tempo de ciclo de 8 horas. Os autores observaram que a concentração de substrato residual diminuiu com o aumento da rotação, melhorando as condições do efluente tratado. Além disso, a velocidade de conversão aumentou com o aumento da frequência de rotação de 500 para 900 rpm.

Michelan (2006) utilizou um ASBR de 5,0 L para tratamento de água residuária com concentração aproximada de 800 mgDQO/L, a $30 \pm 1^\circ\text{C}$, com agitação mecânica implementada por diferentes tipo de impelidores. Foram utilizados impelidores do tipo hélice, tipo turbina com seis pás planas verticais, tipo turbina com seis pás planas inclinadas (45°), tipo pá com seis pás planas verticais e tipo pá com seis pás planas inclinadas (45°). Os resultados demonstram que, para a remoção de substrato nas formas filtrada e não filtrada, não ocorrem diferenças significativas entre as condições estudadas para um mesmo impelidor. Porém esta diferença pode chegar a 5% para amostras filtradas e 7% para amostras totais quando comparadas entre impelidores. Outros parâmetros, que refletem a estabilidade do sistema, também foram influenciados pelo tipo de impelidor e pela velocidade de rotação, como é o caso da concentração de sólidos que pode refletir possíveis rompimentos dos grânulos e conseqüente degradação da biomassa. A cinética foi fortemente influenciada pelo tipo de impelidor e velocidades rotacionais. O impelidor tipo turbina e o impelidor tipo pá com pás planas verticais, ambos a 50 rpm, e o ensaio promovido com impelidor tipo hélice operado a 100 rpm apresentam decaimentos similares da concentração de substrato ao longo do tempo. Já os impelidores tipo pá e turbina com pás planas inclinadas, operando a 50 rpm, não promoveram a degradação da matéria orgânica com a mesma eficiência dos outros.

3.4. Configurações de Reatores Anaeróbios

3.4.1. Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB)

O reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket) representa um grande avanço na aplicação da tecnologia anaeróbia para o tratamento direto de águas residuárias, sejam de natureza simples ou complexa, de baixa ou de alta concentração, solúveis ou com material particulado (Kato *et al.*, 2001).

Os reatores UASB tornaram-se consagrados no Paraná (Brasil) ao serem utilizados de maneira extensiva no tratamento de esgotos para populações de 200 a 60.000 habitantes (Aisse e Sobrinho, 2001). Desde 1982, estudos sobre esta tecnologia têm sido realizados em várias partes do mundo para tratamento de vários tipos de águas residuárias, incluindo esgotos domésticos, em climas moderados como o Brasil, Indonésia, Índia, Uruguai e Colômbia com resultados de redução de demanda química de oxigênio (DQO) de 75% (Schellingkout *et al.* 1992; Foresti *et al.*, 2002). O desempenho da configuração do reator UASB no tratamento de águas residuárias industriais, em temperaturas mesofílicas e com alta carga orgânica volumétrica, incentivou muitos pesquisadores a aplicar esta tecnologia para tratamento de esgotos domésticos (Foresti *et al.*, 2002).

O UASB é um sistema compacto, com baixa demanda de área, baixo custo, baixa produção de lodo (menor que 30% em relação ao processo de lodos ativados), baixa necessidade de nutrientes (N e P), produção de biogás com valor energético, baixo consumo de energia por não necessitar dos aeradores, partida rápida após longo período de parada, e lodo excedente mais estabilizado, o que facilita a sua disposição final (Campos, 1999; Miranda *et al.*, 2005). Além disso, apresenta alta estabilidade em resposta a flutuações na composição e na concentração do afluente e capacidade de tolerar altas cargas orgânicas (Foresti *et al.*, 2002). Entretanto, este apresenta algumas desvantagens como, por exemplo: remoção média de substrato em termos de DBO e DQO da ordem de 65 a 75% necessitando, em alguns casos, de um pós-tratamento, geralmente aeróbio; possibilidade de emissão de maus odores, os quais podem ser controlados se o reator for projetado e operado adequadamente; sensibilidade a certos compostos e longo tempo de partida (de 4 a 6 meses) quando não inoculado

convenientemente (Lettinga *et al.*, 1984; Chernicharo *et al.*, 1999). Além disso, o reator UASB também está sujeito a limitações relacionadas à concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente, o que tem prejudicado a sua indicação para tratamento de águas residuárias agropecuárias, como as de suinocultura (Oliveira e Foresti, 2004).

No reator UASB, o efluente atravessa um leito de lodo, biológico, muito denso, onde diferentes processos físicos, químicos e bioquímicos acontecem pela retenção e assimilação do substrato orgânico biodegradável, que é acidificado e depois convertido a metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2). O manto de lodo age como filtro dos sólidos e pode remover a demanda química de oxigênio (DQO) e sólidos suspensos (SS) por hidrólise, acidificação e metanização (Pereira-Ramirez *et al.*, 2004). Acima deste leito tem-se uma zona de lodo mais dispersa, denominada manta de lodo, na qual os sólidos apresentam velocidades de sedimentação mais baixas. O sistema é automisturado pelo movimento ascendente das bolhas do biogás e do fluxo de esgoto. A remoção do substrato ocorre ao longo do reator, embora esta seja mais pronunciada no leito de lodo. Desta forma, o princípio de funcionamento de um reator UASB consiste na manutenção do lodo anaeróbio em suspensão pelo fluxo ascendente do afluente introduzido pelo fundo. Após passar por um sistema de separação sólido-líquido-gás, que garante o retorno do lodo e, conseqüentemente, a elevada capacidade de retenção de biomassa, sem a necessidade de qualquer tipo de meio suporte, o efluente, já tratado, sai pelo topo do reator (Lettinga *et al.*, 1980; Lettinga e Hulshoff Pol, 1988)

Nos reatores UASB, o leito de lodo permanece de certa forma estático, já que as velocidades ascensionais do líquido são da ordem de 0,5 a 1,5 m/h (Kato *et al.*, 2001) e abaixo de 2,0 m/h (Hulshoff Pol. *et al.*, 2004). Segundo Bolle *et al.*, (1986), a altura ótima do leito de lodo no reator UASB pode ser definida como aquela na qual a ocorrência de curtos-circuitos hidráulicos são os menores possíveis. Para as velocidades superficiais normalmente utilizadas (1 a 1,5 m/h), uma altura entre 3,5 a 4 m é suficiente.

Segundo Speece (1996), uma vez que os reatores UASB devem reter biomassa em seu interior e não possuem reciclo estão susceptíveis a perda da mesma, sendo prudente incorporar um sistema externo de retenção de sólidos no projeto antecipando-se à possível flotação da biomassa ou perda da mesma em alguma etapa da operação. A biomassa algumas vezes pode ficar aprisionada no separador gás/líquido em vez de sair

do reator. Ainda segundo este autor, a retenção de biomassa não é usualmente um problema no reator UASB para velocidades ascensionais menores que 5,5 m/h, mas a intensidade de mistura não é alta o suficiente para diminuir a limitação na difusão do substrato no biofilme no caso de partículas maiores.

Segundo Speece (1996), o desempenho ruim de alguns reatores UASB em algumas circunstâncias estava relacionado, em princípio, a carga orgânica imposta aos mesmos. Por exemplo, no tratamento de resíduo à base de sacarose com carga orgânica volumétrica de 16 kg/m³.d, houve um crescimento em excesso de biomassa não metanogênica, que foi lavada do sistema, levando a diminuição considerável da atividade metanogênica e o desempenho dos grânulos a deteriorar gradualmente. Outro exemplo relaciona-se a utilização de melaço não hidrolizado levando a produção de biomassa mais densa do que a utilização de água residuária contendo açúcar, o que foi evidenciado pela excessiva perda de sólidos nas concentrações de SSV de 8 a 9 kg/m³, enquanto para a água residuária contendo açúcar um SSV de 15 a 20 kg/m³ pode ser retido no sistema sem problemas de perda de sólidos. A carga orgânica volumétrica para o melaço foi de 5 kg/m³ enquanto a do açúcar foi de 25 kg/m³.

Quanto ao projeto dos reatores UASB, este é bastante simples, não demandando a implantação de qualquer equipamento sofisticado ou de meios de suporte para a retenção da biomassa. Apesar do conhecimento acumulado sobre os reatores UASB no Brasil, não há ainda roteiro claro e esquematizado, acessível aos projetistas, sobre o dimensionamento desses reatores. É reconhecida a importância de que os diversos critérios e parâmetros de projeto de reatores UASB sejam expressos de uma forma compreensível e seqüencial, permitindo o dimensionamento das câmaras de reação, decantação e captura de gás.

O projeto e a operação de um reator UASB devem garantir que o fluxo ascendente permita o máximo contato entre a biomassa e o substrato; que os “curtos-circuitos” ou caminhos preferenciais sejam evitados de forma a manter o tempo de retenção hidráulico necessário para a degradação da matéria orgânica; que o dispositivo de separação de fases gás-sólido-líquido seja capaz de separar de forma adequada o biogás, o líquido e os sólidos, liberando os dois primeiros e retendo o último, e que o lodo na região da manta seja bem adaptado, com alta atividade metanogênica específica e excelente sedimentabilidade (Lettinga *et al.*, 1980; Chernicharo *et al.*, 1999).

O reator UASB foi inicialmente concebido com configuração cilíndrica ou prismático-retangular de paredes verticais. Entretanto, a adaptação destes reatores para o tratamento de águas residuárias de baixa concentração (como os esgotos domésticos) levou as diferentes configurações, em função da consideração de vários critérios, como: o dimensionamento pela carga hidráulica e não pela carga orgânica, conduzindo a reatores com altura reduzida e maior área transversal de forma a se ter menores velocidades ascendentes; adoção de áreas transversais maiores no compartimento de decantação a fim de favorecer a sedimentação do lodo (o reator apresenta uma seção variável, sendo menor junto ao compartimento de digestão e maior junto ao compartimento de decantação); e a não equalização da vazão do esgoto afluente (ao contrário do caso de tratamento de esgoto industrial), expondo o reator a variações de vazão e de carga orgânica que podem ser extremamente elevadas.

O desenvolvimento de lodo granular é outro fator muito importante para o sucesso da operação do reator UASB, onde o separador gás-sólido-líquido tem papel fundamental na manutenção de lodo de boa sedimentabilidade. A vantagem deste reator, quando comparado ao tratamento anaeróbio convencional, é a possibilidade de retenção de altas concentrações de biomassa, apesar da velocidade ascendente do líquido e da produção de biogás. Conseqüentemente, o reator pode operar com tempo de detenção hidráulico pequeno e com elevado tempo de retenção do lodo, pois os dois são praticamente independentes entre si. Muitos fatores operacionais influenciam o processo de granulação, principalmente aqueles ligados às condições nutricionais, (relacionados à concentração de substrato e à produção de polímeros extracelulares), e ao comportamento hidrodinâmico do sistema. (relacionados à formação do grânulo) (Hulshoff Pol., *et al.*, 2004). De modo geral, a estrutura interna do grânulo depende da natureza do substrato e do perfil de concentração dos substratos e metabólitos como ácidos voláteis, acetato e hidrogênio.

Vários parâmetros estão relacionados ao desempenho do reator UASB, dentre os quais: (i) as condições operacionais no reator (temperatura, carga orgânica volumétrica (COV), tempo de retenção hidráulica (HRT), velocidade superficial), (ii) características do afluente (concentração, distribuição do tamanho de partícula e cargas das mesmas), (iii) características do lodo (substâncias exopoliméricas, cargas das partículas e expansão do lodo) (Mahmoud. *et al.*, 2003).

Outros critérios, parâmetros de projeto e condições de operação relatados em alguns artigos científicos sobre reatores UASB tratando águas residuárias de baixa carga, serão mencionados a seguir no intuito de apresentar dados para a comparação com as condições adotadas no presente estudo.

Vieira e Garcia (1992) citam resultados obtidos com um reator piloto de 106 L. A eficiência na remoção de matéria orgânica não variou apreciavelmente quando se aplicaram tempos de detenção hidráulicos na faixa de 5 à 15 horas, mantendo-se em valores de 60% para a DQO, 70% para a DBO e 70% para SST e os efluentes resultantes apresentam valores na faixa de 80 à 150 mgDQO/L. Após 400 dias de operação, todo o lodo foi perdido na condição de tempo de detenção hidráulico de 4,4 à 5,0 horas, causado pelo desempenho inadequado do tubo de saída do efluente situado no fundo do reator. Algumas recomendações são mencionadas, como a utilização de tempos de detenção hidráulicos acima de 6 horas para águas residuárias de baixa carga e velocidade ascendente menor que 1,0 m/h no corpo do reator, para evitar a perda de sólidos do reator.

Imai *et al.* (2001) estudaram a influência da recirculação total e parcial do próprio efluente no reator UASB operando em alta carga com esgoto sintético a base de glicose, e o efetivo uso de sua alcalinidade neste caso, além do estudo da não recirculação do efluente. A não recirculação do efluente pode levar à separação das bactérias acidogênicas e metanogênicas em posições verticais distintas, o que favorece eficientemente às etapas de formação dos ácidos voláteis e do gás metano, porém maior quantidade de solução tampão é necessária. Quando a recirculação do efluente é total, todo o montante de solução tampão produzido é aproveitado no reator. Resultados apresentados neste estudo mostraram que a recirculação parcial assegurou boa estabilidade ao sistema, devido à efetiva utilização da alcalinidade e a uma melhor qualidade do efluente (menor quantidade de saída de sólidos suspensos) quando comparada à recirculação total, no caso em que a carga no reator foi maior do que 12 kgDQO/m³.d.

Neste mesmo trabalho, também foi analisada a estabilidade do UASB com recirculação total e parcial reduzindo-se a quantidade de solução tampão no afluente em 15%. Na situação recirculação parcial não houve acúmulo de ácidos voláteis no reator e o processo permaneceu estável, porém na situação com recirculação total, houve tal acúmulo, ocasionando a instabilidade total e, conseqüentemente, o “azedamento” do

reator. Este fato ocorreu no UASB com recirculação parcial apenas quando 75% da quantidade de solução tampão no afluente foi reduzida, mantendo-se o processo estável com redução de até 50%. Outro dado importante é que todas as etapas do experimento foram conduzidas com velocidade ascendente de líquido de 0,38 m/h, exceto na partida do sistema, onde a velocidade foi de 0,25 m/h.

Kato *et al.* (1994) estudaram o tratamento de águas residuárias com baixa carga contendo etanol ou soro, além do efeito do oxigênio dissolvido no afluente como um perigo potencial para o tratamento anaeróbio. Para isso, no tratamento de águas residuárias contendo etanol, foram utilizados dois reatores feitos de acrílico (de 13,8 L, altura de 2,17 m e diâmetro interno de 9,0 cm) alimentados com e sem oxigênio dissolvido, e no tratamento de águas residuárias contendo soro foram utilizados dois reatores feitos de vidro (de 2,15 L, altura de 40 cm e diâmetro interno de 9,5 cm). O estudo revelou que a presença do oxigênio dissolvido em afluentes não promovem nenhum efeito prejudicial ao tratamento anaeróbio. Uma vez que as bactérias acetogênicas e metanogênicas são geralmente consideradas muito sensíveis à toxicidade do oxigênio dissolvido, estas são protegidas devido à rápida assimilação do oxigênio dissolvido pelas bactérias facultativas.

Ainda com relação ao trabalho anterior, a performance do tratamento nos reatores alimentados com etanol foi sempre melhor do que aquela nos reatores alimentados com soro. Desta forma, para reatores alimentados com etanol obteve-se maior eficiência de remoção em baixa concentração de DQO afluente, devido ao fato do valor aparente de K_s encontrado ser relativamente mais baixo, estando na faixa de 30 a 200 mgDQO/L para as bactérias acetoclásticas metanogênicas (etapa limitante). Para reatores alimentados com soro com concentração menor do que 630 mgDQO/L, uma significativa fração da DQO não foi convertida devido ao valor de K_s encontrado ser relativamente alto, estando na faixa de 90,5 a 429,7 mgDQO/L para as bactérias hidrolíticas e acidogênicas (etapas limitantes), resultando em uma baixa eficiência na remoção da DQO.

Paula e Foresti (1992) estudaram o desempenho de um UASB alimentado com água residuária sintética preparada com glicose, acetato de amônio, metanol e solução de nutrientes. O reator foi submetido a aumento de concentração do afluente que variou de 1780 a 9700 mgDQO/L. A eficiência de remoção foi de 98 a 80% durante as variações nas concentrações do afluente.

Ruiz *et al.* (1998) utilizaram um reator UASB para tratamento de resíduo doméstico a 20°C, com TRH de 24 h, obtendo eficiência de remoção de 85%. Quando o TRH foi reduzido para 5 h, a remoção em termos de DQO diminuiu para 53% e a remoção de sólidos em suspensão (SS) diminuiu de 89% para 63%. Atividade metanogênica do lodo localizado na parte inferior do UASB foi maior que 0,1 gCH₄/gVSS.d.

Nadais *et al.* (2000) estudaram o desempenho de um reator UASB de 6 L operado de modo intermitente, a 35°C, no tratamento de efluente de laticínios. A operação de modo intermitente consistia em um período de alimentação de 48 horas, seguidos de 48 horas sem alimentação para a estabilização da matéria orgânica retida ou adsorvida no leito de lodo. Inicialmente, o reator foi operado durante 20 dias com COV de 12 gDQO/L.d e TRH de 12 horas. O modo de operação intermitente permitiu uma remoção de DQO de 93% e uma conversão de DQO a metano de 74%. Na operação contínua, com o mesmo TRH e COV de 4,5 gDQO/Ld, foi possível obter uma percentagem de remoção de DQO similar, mas somente 40% do DQO removido foi convertido em metano.

Pereira-Ramirez *et al.* (2004) utilizaram um reator UASB com recirculação do efluente e TRH de 12 h, para o tratamento de dejetos de suínos, variando a relação DQO/Alcalinidade. O reator apresentou melhor eficiência na remoção de carga orgânica quando foi mantida a relação AVT/Alcalinidade em valores próximos a 0,2. A maior eficiência de remoção de DQO ocorreu para velocidade ascensional de 0,35 m/h. Velocidades ascensionais superiores a 0,35 m/h promoveram instabilidade no desempenho do reator, ocasionando perda de eficiência de remoção de matéria orgânica.

Oliveira e Foresti (2004) utilizaram um reator UASB tratando resíduos de suinocultura com concentrações de SST de 500, 1000, 1500 e 2000 mg/L, com COV de 0,82 a 8,03 kgDQO/m³.d, a 25 °C e 30 °C. Os autores observaram que os reatores UASB foram eficientes na remoção da fração dissolvida. Para COV em torno de 5 kgDQO/m³.d, foi possível obter eficiências de remoção de DQO total e de SST acima de 85% e de DQO dissolvida acima de 75%.

3.4.2. Reator Anaeróbio de Leito Granular Expandido (EGSB)

Conhecido como EGSB (Expanded Granular Sludge Bed), esse reator foi desenvolvido a partir da necessidade de aperfeiçoar sistemas anaeróbios já consolidados, como os reatores UASB. A sua viabilidade tem sido demonstrada para efluentes industriais com substratos orgânicos na forma solúvel (Kato *et al.*, 2001)

Pelas suas características hidrodinâmicas se assemelha aos reatores de leito expandido ou fluidificado, exceto pelo fato de não usar qualquer meio suporte para a adesão e desenvolvimento da biomassa. A inoculação deve ser realizada a partir de lodos granulares de reatores UASB existentes, embora alguns trabalhos de pesquisa com esgotos domésticos demonstrem a possibilidade de formar um lodo floculento denso, com boas características de sedimentabilidade e resistência mecânica, permitindo a aplicação de uma velocidade ascensional superior à do UASB convencional (Campos, 1999).

As velocidades ascensionais que podem ser impostas ao reator EGSB, quando se utiliza lodo granular, podem alcançar valores acima de 2,5 m/h e até 10 m/h em certos casos específicos. As maiores velocidades ascensionais permitem uma melhor agitação hidráulica do leito de lodo granular ou floculento denso, resultando em sua maior expansão. Com isso, minimiza-se o que pode ocorrer em reatores UASB, como zonas mortas, fluxo preferencial, curtos-circuitos etc., conseqüentemente, melhorando o contato biomassa-esgoto (Kato *et al.*, 2001). Segundo Jeison e Chamy (1999), o reator opera com velocidades superficiais de 7 a 10 m/h obtidas pela recirculação de líquido e por uma elevada razão altura/diâmetro.

Segundo Liu *et al.* (2002), a manutenção do leito expandido no EGSB é relativamente difícil devido a não utilização de suportes sólidos para imobilização. A questão é como manter a expansão do reator sem a perda de sólidos (“lavagem”) do lodo. Este fato é crucial, especialmente quando o reator é inoculado com lodo suspenso. Por outro lado, a estabilidade e o desempenho do sistema são susceptíveis ao grau de expansão no reator EGSB, o qual determina a eficiência da transferência de massa e o “hold up” da biomassa. Esta alteração causa dificuldade na operação de forma estável dos reatores EGSB em escala real quando comparados à operação dos reatores UASB.

Outra característica é a geometria do reator, em geral com seção menor e de maior altura, que favorece a aplicação de maior velocidade ascensional, uma vez que

esta é maior com o aumento da altura. A recirculação do efluente pode ter duas finalidades, uma é a de proporcionar, junto com a vazão afluyente dos esgotos, uma velocidade ascensional resultante maior e outra a diluição de produtos químicos, no caso de certos esgotos industriais. A recirculação dilui, evidentemente, a concentração do esgoto afluyente. Na prática, pode não ser necessária a recirculação para a finalidade de aumentar a velocidade ascensional, uma vez que a própria geometria do reator pode permitir a aplicação de valores maiores. Exemplos em escala real, até o presente, têm sido aplicados para efluentes industriais de cervejarias e de processamento de alimentos, que se caracterizam por apresentarem baixas concentrações, em geral, de matéria orgânica (menor que 2000 mg DQO/L). Nesses casos, os tempos de detenção hidráulica são bem menores se comparados aos do UASB. Os esgotos diluídos requerem um alto grau de contato biomassa-esgoto para que o desempenho seja elevado, daí a indicação do uso do EGSB, que foi inclusive um dos motivos do seu desenvolvimento (Campos, 1999). Além disso, são aplicados, também, em pós-tratamento de efluentes, para a remoção de DQO remanescente. As experiências com pós-tratamento de efluentes domésticos se encontram ainda em fase de experimentação em escala piloto (Chernicharo, 2001).

Em geral, o sistema de separação de sólidos no EGSB deve ser mais sofisticado que no UASB, pois devido as suas características hidrodinâmicas, há o risco de perder a biomassa com o efluente, que em pouco tempo reduziria drasticamente a sua quantidade no reator, o que resultaria em queda de eficiência (Kato *et al.*, 2001, van Haandel *et al.* 2006).

O conceito do reator EGSB é particularmente útil para baixas temperaturas e cargas orgânicas relativamente baixas, para as quais a velocidade de produção de biogás e, conseqüentemente, a intensidade da mistura proporcionada por esta configuração são relativamente baixas. Nestas condições, a energia cinética alta do afluyente e a grande altura do leito granular expandido contribuem para um desempenho superior quando comparado ao reator UASB convencional (van Haandel *et al.*, 2006).

O reator EGSB pode ser utilizado como unidade de polimento do efluente do reator UASB ou de outro reator anaeróbico, uma vez que é indicado para carga orgânica baixa e baixa temperatura, condições para as quais um grau muito intenso de mistura é necessário e o contato biomassa água residuária é um fator fundamental a ser obtido. É importante que o afluyente a ser alimentado no EGSB esteja predominantemente na

forma dissolvida, acidificada ou não, devido as suas características de elevada velocidade ascensional que é desfavorável para retenção de sólidos suspensos, os quais deixam o reator juntamente com o efluente (van Haandel *et al.*, 2006).

O reator típico consiste de um tanque, em geral de formato cilíndrico e com geometria que favorece uma relação altura-diâmetro elevada, para provocar a aplicação de altas velocidades ascensionais do líquido, de até 10 m/h ou superior. Portanto, se trata de um reator de fluxo ascendente, com altura elevada, às vezes superior a 10 m, em que se aplica a recirculação do efluente, quando necessária, para a obtenção, junto com a vazão afluyente, da velocidade ascensional desejada (Chernicharo, 2001).

A fluidização consiste em colocar partículas sólidas em expansão, por intermédio de uma corrente ascendente líquida ou gasosa. O leito fluidizado trifásico utiliza simultaneamente a injeção de gás e líquido, o que contribui para uma melhor transferência de massa líquida/sólida e induz alta tensão de cisalhamento que controla a espessura do biofilme (Chernicharo, 2001).

O comportamento das partículas do leito é uma função da velocidade do líquido (sistema bifásico) e do líquido e do gás (sistema trifásico). O regime de escoamento de um leito fluidizado bifásico é admitido como um escoamento pistão, e em leito trifásico, o regime é bastante próximo ao de mistura completa. As condições hidrodinâmicas no reator podem ser traduzidas pela relação linear existente entre a perda de carga e a velocidade ascensional do líquido aplicada. À medida que a velocidade aumenta o leito de lodo vai se expandindo gradualmente. A fluidização do leito se alcança a partir de certo valor da velocidade ascensional e, quando a perda de carga no reator se torna constante. Neste estado de fluidização, o peso de uma partícula no leito se iguala à força de arraste, devido à velocidade ascensional e, em consequência, o seu movimento é independente das demais. Este fenômeno caracteriza o reator de leito fluidizado. Se a expansão do leito não for suficiente para se atingir a fluidização, o reator é denominado de leito expandido. O grau de expansão pode ser medido em relação à altura do leito, quando estacionário. Uma expansão acima de 20 a 30% pode ser suficiente para se considerar o leito fluidizado (Chernicharo, 2001).

De qualquer maneira, é importante ressaltar que, com a expansão do leito de biopartículas, seja parcial ou que resulte em fluidização, pode-se obter melhoria significativa do requisito de melhor contato entre substratos e microrganismos, devido à agitação e mistura no reator. Com essa configuração de reator, problemas como

entupimentos, zonas mortas, fluxos preferenciais e curtos-circuitos hidráulicos, comuns em reatores de leito fixo ou estacionário, podem ser superados (Chernicharo, 2001).

Caso os dispositivos de retenção de lodo sejam adequados, uma das vantagens desses reatores é o menor tempo de detenção hidráulica necessário, uma vez que o contato é mais favorecido pela própria hidrodinâmica. Conseqüentemente, o volume do reator pode ser reduzido. O melhor contato, aliado às melhores propriedades de transferência de massa, típico nesses reatores biológicos em temperaturas baixas.

Como, em geral, se obtém uma elevada concentração de biomassa ativa nesses reatores, altas cargas orgânicas podem ser aplicadas. A característica de reator com maior altura, para um mesmo volume, significa menor área de base, o que pode ser interessante para a sua aplicabilidade em muitos casos, quando a disponibilidade de terreno for um fator limitante para a construção. Outra aplicabilidade potencial para esses reatores, de uma maneira combinada entre si ou com outros tipos de configurações, aeróbias e anaeróbias, seria para a remoção, com reatores em série, da matéria orgânica e de nitrogênio. A aplicação se estende para o tratamento ou pós-tratamento de efluentes de várias naturezas, com concentrações entre menos de 100 até 2000 mgDQO/L ou mais. As cargas orgânicas que podem ser aplicadas em reatores de escala real têm sido relatadas entre 30 e 60 kgDQO/m³.dia (Chernicharo, 2001).

A viabilidade dos reatores de leito fluidizado trifásico depende de seu comportamento hidrodinâmico, que pode ser caracterizado pelos seguintes parâmetros: *(i)* altura do leito; *(ii)* retenção das fases sólida, líquida e gasosa; *(iii)* velocidade mínima de fluidização; *(iv)* queda de pressão; *(v)* velocidade superficial do gás e do líquido.

A altura do leito pode ser determinada pela sua observação visual ou pelo gradiente de pressão. O método da observação visual consiste em medir diretamente a altura do leito, no caso de coluna transparente, utilizando uma escala colocada junto ao reator. Este método é mais indicado quando se usam partículas grandes e/ou pesadas, uma vez que a interface do leito em fluidização com o líquido é bastante nítida na parte superior do reator. Quando a altura do leito não pode ser obtida visualmente, utiliza-se o método de gradiente de pressão, o qual é mais indicado para partículas leves e/ou pequenas, uma vez que a interface sólido/líquido não é bem definida. Esse método baseia-se no fato da densidade do sólido ser maior do que a do líquido. A pressão varia mais rapidamente na seção trifásica (sólido-líquido-gás) do que na seção bifásica (líquido-gás), que fica acima do leito fluidizado (Chernicharo, 2001).

A retenção das fases sólida, líquida e gasosa é afetada pela velocidade do gás e do líquido e também pelas propriedades do sólido, tais como diâmetro e densidade. A determinação individual da retenção de cada fase é importante, pois revela as quantidades de cada uma em suas respectivas frações volumétricas.

O bombeamento, além da influência direta na hidrodinâmica do reator, é importante em função dos custos operacionais. Isso implica em tentar reduzir, ao mínimo possível, a recirculação do efluente. Por outro lado, dois fatores devem ser considerados: o fator de diluição do afluente e o fator de recirculação necessário para manter as condições hidrodinâmicas previstas em projeto. O compromisso com ambos os fatores pode ser traduzido pela relação entre a altura (H) e o diâmetro (D) do reator. Essa relação é importante porque influencia a velocidade de recirculação necessária para manter a velocidade superficial e o grau de expansão e homogeneização desejados.

Borja e Banks (1995) estudaram a resposta de um reator de leito fluidizado, operando a 35°C, tratando água residuária de indústria de sorvete submetido a variações de carga orgânica, pH e temperatura. Inicialmente, o reator foi alimentado com substrato com concentração de 5,2 gDQO/L. O reator foi operado durante 30 dias com aumento de concentração de matéria orgânica e substituição do substrato por metanol para estimular o crescimento das bactérias metanogênicas, atingindo o estado estacionário com 94,4% de redução de matéria orgânica. Após atingir o estado estacionário, o reator foi submetido a alterações de temperatura (redução de 10 a 20°C durante 6 e 12h), pH (3,0 e 10,0) e cargas de choque orgânicas elevando a concentração do afluente (10,4 e 13,0 gDQO/L). O reator respondeu bem às cargas de choque aplicadas. Houve piora na qualidade do efluente devido ao aumento dos ácidos voláteis, mas o sistema recuperou a estabilidade em períodos de 6 a 16 h quando as condições normais foram retomadas.

Rebac *et al.* (1999) também utilizaram em suas pesquisas um reator anaeróbio granular de leito expandido (EGSB). Os resultados mostraram que águas residuárias frias (3 a 12°C), de baixa carga e acidificadas, podem ser eficientemente (> 90%) tratadas em uma configuração de módulo simples de reator anaeróbio EGSB com carga orgânica de até 12 kgDQO/m.d. Ao utilizar um sistema EGSB de dois módulos tratando água residuária parcialmente acidificada com temperatura variando de 8-12°C, uma carga orgânica de até 12 kgDQO/m.d pode ser aplicada para um tempo de retenção hidráulico de 3,5 h.

Lettinga *et al.* (1999) descrevem a partida e a operação de um sistema composto por dois reatores anaeróbios de leito expandido (EGSB), em série, utilizados no tratamento de água residuária diluída, composta por uma mistura de ácidos voláteis (0,5 a 0,9 gDQO/L), a baixas temperaturas (3 a 8°C). O sistema de reatores foi inoculado com lodo granulado metanogênico mesofílico. Uma boa eficiência de remoção foi obtida no sistema. Embora níveis relativamente altos de propionato tenham sido encontrados no efluente do primeiro reator do sistema, este propionato foi removido eficientemente no segundo estágio, onde uma baixa pressão parcial do hidrogênio e a baixa concentração de acetato foram vantajosas para a oxidação do propionato. A atividade específica de degradação de ácidos voláteis do lodo, em cada um dos módulos, duplicou durante a operação do sistema por 150 dias, indicando que houve um enriquecimento de microrganismos metanogênicos e acetogênicos mesmo em temperaturas baixas. A velocidade específica de degradação de butirato, propionato e da mistura de ácidos voláteis foi de 0,139; 0,110 e 0,214 gDQO/gSSV.d, respectivamente.

Jeison e Chamy (1999) compararam a eficiência de um reator UASB e de um reator EGSB com velocidade superficial de 2 a 5 m/h para tratamento de etanol a 500 mgDQO/L. A remoção global, em termos de DQO, nos dois reatores foi similar, cerca de 80% (5 a 10% maior no EGSB) para 0,8 gDQO/gSSV.d. O bom desempenho do reator UASB foi devido a alta produção de biogás, que foi suficiente para manter um bom grau de mistura no leito de lodo.

Kato *et al.* (1997) apresentam os resultados de tratamento de água residuária de baixa carga em reatores UASB e EGSB. Nos reatores UASB, a eficiência de remoção em termos de DQO excedeu 95% com cargas orgânicas maiores que 6,8 gDQO/L.d com concentração do afluente entre 422 e 722 mgDQO/L. No reator EGSB foram obtidas eficiência de remoção de cerca de 80% para cargas orgânicas de até 12 gDQO/L.d, com concentração de matéria orgânica baixa (100 a 200 mgDQO/L).

Rodríguez *et al.* (2001) operaram um reator EGSB de 3,47 L, tratando esgoto doméstico com velocidades ascensionais de 3 a 9 m/h. Após 135 dias de operação, a eficiência e de remoção de matéria orgânica foi de $52 \pm 14,3\%$ e a de SST foi de $48,2 \pm 23,5$ para SST. A carga orgânica volumétrica aplicada foi de no máximo 10,1 gDQO/L.d; além disso a velocidade de sedimentação diminuiu em 33% para velocidade ascensional de 9 m/h, resultando em perda da eficiência de remoção de SST.

Segundo estes autores o aumento na velocidade ascensional no EGSB diminui o tamanho das partículas melhorando a transferência de massa e, conseqüentemente a atividade metanogênica. Devido à erosão sofrida pelas partículas e ao arraste das partículas menos densas, o lodo remanescente será constituído de um leito de lodo com partículas mais densas e mais resistentes e com velocidades de sedimentação maiores, podendo resistir ao arraste do líquido ascendente.

Dinsdale *et al.* (2000) utilizaram um reator EGSB de 5,0 L, velocidade ascensional de 5 m/h a 35°C, para tratamento anaeróbio de uma mistura de ácidos orgânicos (maleico, oxálico, fumárico, acético e fórmico). Para concentração da mistura de 2500 mgDQO/L, TRH de 6 h e carga orgânica volumétrica de 10 kgDQO/m³.d, uma remoção de 98% em termos de DQO foi obtida. No tratamento de afluente contendo ácido maleico, oxálico ou fumárico separadamente, com carga orgânica entre 1,8 e 5 kgDQO/m³.d, a remoção de DQO foi de 90-98% para TRH entre 8 e 12 h. Para caso do ácidos maleico e do fumárico com concentrações de 3 g/L e TRH de 12 h, obteve-se remoção em termos de DQO maiores que 93%. No caso do ácido oxálico com concentração de 4,5 g/L, TRH de 12 h e 1,8 kgDQO/m³.d, obteve-se 90% de remoção de DQO ressaltando que houve, nesse caso, problemas em manter a alcalinidade a bicarbonato.

3.4.3. Reator Anaeróbio Operado em Batelada Seqüencial (ASBR)

A aplicação dos reatores anaeróbios em batelada seqüencial (ASBR) depende ainda do entendimento de alguns aspectos fundamentais e tecnológicos. Dentre os aspectos fundamentais, podem ser destacados os fenômenos de transferência de massa, o comportamento cinético, além do comportamento hidrodinâmico. Os aspectos técnicos incluem avaliações operacionais de tais sistemas e a aplicabilidade para tratamento de águas residuárias variadas com sistemas utilizando biomassa auto-imobilizada.

Dentro do escopo fundamental, faz-se necessária a avaliação da velocidade superficial em ASBR com recirculação da fase líquida, uma vez que o aumento da mesma pode melhorar a transferência de massa aumentando, assim, a eficiência do processo. Entretanto, especial atenção deve ser dada à retenção de biomassa.

O reator anaeróbio operado em batelada seqüencial é um promissor candidato para o tratamento de água residuária de baixa carga para os próximos anos, como é o caso dos esgotos sanitários, pois esse tratamento transforma os poluentes em substâncias estabilizadas ou inertes, para que a água tratada possa ser lançada em corpos d'água sem causar prejuízo ao meio ambiente.

O ASBR está sendo amplamente estudado, apresentando algumas vantagens como: boa retenção de sólidos, eficiência no controle de operação, eficiência na remoção de substâncias orgânicas, simples operação, boa alternativa de baixo custo para tratamento de baixa carga de esgoto industrial e sintético.

De acordo com Dague *et al.* (1992), a característica básica do reator operado em batelada seqüencial, com fluxo intermitente, é de ser preenchido com esgoto no início e esvaziado ao final do tratamento, repetindo-se a operação com nova batelada. O conteúdo no interior do reator é misturado, permitindo um bom contato esgoto/biomassa. O tratamento é efetuado em tanque único, em uma seqüência operacional que compreende basicamente as seguintes fases (Figura 3.2): (i) enchimento com água residuária, (ii) tratamento propriamente dito, por meio de biotransformações dos constituintes do esgoto pela ação de microrganismos; (iii) sedimentação do lodo biológico, após a finalização das reações; (iv) esvaziamento do tanque, com a retirada do líquido tratado e clarificado.

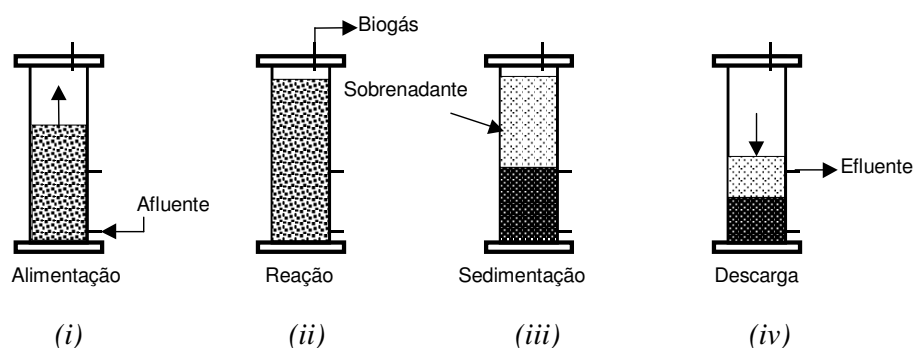


Figura 3.2 – Representação das fases de operação de um ASBR (Dague *et al.* 1992).

Esse tipo de reator apresenta vantagens importantes em relação aos reatores anaeróbios convencionais. Nele é possível conseguir uma baixa razão substrato/microrganismos (favorecendo a floculação biológica e a sedimentação) e, ao mesmo tempo, processar esgoto com elevadas velocidades de reação. A concentração de

matéria orgânica é maior logo após a alimentação, diminuindo com o tempo de reação. No entanto, antes da nova fase de alimentação, a concentração geralmente é mais baixa nesse reator do que em um sistema contínuo. Dessa forma, em reatores operados em batelada, a formação de grânulos, a biodegradação e a capacidade de sedimentação podem ser mais eficientes que nos sistemas anaeróbios contínuos, como o de contato, por exemplo.

O sistema pode operar na forma descontínua (batelada) ou descontínua-alimentada (batelada alimentada) e o tempo de alimentação pode ser variável. O aumento do tempo de alimentação resulta em menores concentrações de substrato dentro do reator e pode evitar cargas de choque iniciais. A biomassa dentro do reator pode estar na forma imobilizada ou na forma de grânulos, sendo que, nesse último caso, a sedimentação deve permitir a retirada do lodo em suspensão sem o arraste do lodo granulado. Durante a reação pode haver agitação por borbulhamento do próprio gás gerado no sistema ou por agitação mecânica. A descarga ou remoção deve ocorrer o mais rápido possível, e uma vez finalizada a retirada do efluente, o reator estará pronto para receber outra batelada de esgoto, sendo o volume a ser removido geralmente igual ao volume alimentado (Zaiat *et al.*, 2001).

A configuração de reator anaeróbio operado em batelada seqüencial vem sendo investigada para o tratamento de diferentes águas residuárias (Dague *et al.*, 1992; Fernandes *et al.*, 1993; Sung e Dague, 1995; Angenent e Dague, 1995; Droste e Massé, 1995; Brito *et al.*, 1997, Timur e Östürk, 1999), apresentando vantagens e potencial de utilização em escala real para alguns casos. Atualmente, o reator anaeróbio operado em batelada seqüencial tem sido estudado para o tratamento de águas residuárias com elevadas concentrações de material orgânico. Dentre estes resíduos, destacam-se os efluentes da indústria de laticínios, os resíduos gerados na criação intensiva de suínos e o chorume gerado em aterros sanitários, entre outros.

O desenvolvimento e o estudo de reatores anaeróbios em batelada é recente e os resultados obtidos até o momento ainda podem ser considerados não conclusivos. A aplicação em escala industrial deste tipo de tecnologia ainda requer o conhecimento de fenômenos fundamentais e aspectos tecnológicos devem ser elucidados. A aplicação de processos descontínuos em tratamento anaeróbio de águas residuárias é apropriada para indústrias que lançam efluentes de forma intermitente ou atividades que geram efluentes apenas em algumas épocas do mês ou do ano, para indústrias que trabalham com

padrões de lançamento muito restritivos ou com compostos de difícil degradação, para sistemas que visam ao reúso de águas residuárias ou de substâncias nelas dissolvidas, e em trabalhos fundamentais que visem à elucidação de algumas transformações que ocorrem na degradação anaeróbia.

Zaiat *et al.* (2001) mencionam a agitação, a razão entre a concentração de substrato e a concentração de biomassa (F/M), a configuração geométrica do reator e a estratégia de alimentação como os principais fatores que afetam o desempenho dos reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial.

A relação entre a concentração de substrato e a concentração de biomassa, F/M, nos reatores descontínuos, é considerada um parâmetro de grande relevância, uma vez que influencia significativamente no fenômeno de granulação da biomassa. Nos sistemas descontínuos, a concentração de substrato em contato com microrganismos pode ser alta no início, mas decresce ao valor mínimo até o reator ser carregado novamente. Desta forma, a concentração ao final do ciclo será baixa, resultando em valores baixos de F/M e favorecendo, portanto, a granulação. Sendo assim, durante a partida do reator é possível controlar o tempo do ciclo para favorecer a granulação.

O desempenho do reator intermitente também é influenciado por sua configuração geométrica, uma vez que o tipo de biomassa (floculenta ou granular) é afetado diretamente por este parâmetro. Reatores que apresentam valores relativamente altos da razão entre a altura L e o diâmetro D (L/D) apresentaram melhor desempenho na retenção de biomassa granulada, quando comparados a reatores com L/D relativamente baixo. Sung e Dague (1995), Angenent e Dague (1995). Dugba e Zang. (1999) e Zaiat *et al.* (2001) citam que a eficácia do sistema ASBR é tanto maior quanto maior for eficiência na retenção da biomassa.

A estratégia de alimentação, a qual está diretamente relacionada com a razão F/M, é uma variável importante, pois afeta o fenômeno de granulação da biomassa (Reyes III e Dague, 1995). Sung e Dague (1995) relatam a dificuldade relativa à carga orgânica para a formação de grânulos com melhores características de sedimentação. A influência do tipo de água residuária é outro fator importante, pois alguns despejos podem, potencialmente, causar problemas operacionais devido às altas velocidades das reações de acidificação em função de suas características de biodegradação (Sung e Dague, 1995).

Conforme já citado, a homogeneização do sistema, seja através de agitação mecânica, seja pela recirculação de gás ou líquido, promove o maior contato sólido/líquido, favorecendo o processo de transferência de massa. Angenent e Dague (1995) relatam que uma agitação excessiva pode causar a ruptura dos grânulos. Posteriormente, esses autores estudaram a digestão de resíduo de suinocultura em reator operado em batelada seqüencial utilizando uma agitação suave e intermitente, com vantagem para o desempenho do reator (Angenent *et al.*, 2001).

Dague *et al.* (1998) estudaram o tratamento anaeróbio de água residuária diluída à base de leite desnatado, suplementado com nutrientes e traço de metais, usando três reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial com volume útil de 6 L. A concentração do afluente foi de 600 mgDQO/L e o reator foi operado entre 5 a 25°C. Os tempos de residência hidráulicos (TRH) foram mantidos entre 24 e 6 h. O ASBR foi capaz de atingir remoção maior que 90% a 20°C e 25°C para todos os TRH. À 5°C e TRH de 6 h, a remoção foi de 62%. Entre 5 a 25°C e TRH entre 24 e 6 h, a remoção de matéria orgânica variou de 62 a 90%.

Massé *et al.* (1997) utilizaram um reator anaeróbio operado em batelada seqüencial, sem agitação, para tratamento de dejetos de suínos a temperaturas psicrófilas (20°C), com cargas orgânicas de 0,7 a 1,2 gDQO/L.d. O reator foi eficiente na retenção da biomassa, sendo que até 73% de remoção de matéria orgânica total foi atingida pelo processo. Uma produção de metano de até 0,66 LCH₄/gVS foi obtida, com um conteúdo de metano variando de 50 a 80%. A produção e a qualidade do biogás não foram afetadas pela alta concentração de ácidos voláteis (6000 mgHAc/L ou maior).

Droste e Massé (1995) utilizaram um ASBR no tratamento das águas residuárias com alta carga orgânica de difícil degradação tratando efluente de dejetos de suínos, a 20°C, com inóculos aclimatados durante 3 meses. Inicialmente utilizaram uma carga orgânica volumétrica de 0,72 gDQO/L.d, tempo de carga de um mês e etapa reacional de 2 meses. A seguir obtiveram operação estável e eficiente com cargas de até 1,6 gDQO/L.d, na qual os tempos de ciclo consistiram em períodos iguais de carga e reação, durando entre 14 e 28 dias e eficiência de remoção em termos de DQO de 80 a 75%. Curiosamente, a agitação não foi considerada necessária para as cargas orgânicas utilizadas neste estudo.

Kennedy *et al.* (1991) utilizaram um reator anaeróbio operado em batelada seqüencial para tratamento de água residuária contendo sacarose, ácido acético, alguns

sais e extrato de levedura, aplicando cargas orgânicas que variaram de 2,5 a 18,5 gDQO/L.d, obtendo remoção em termos de DQO de 35 a 97%, dependendo da estratégia utilizada que consistiu em variar os períodos de enchimento e reação (F/R) do reator. Baixos valores da razão F/R (0,2 a 0,5) reduziram significativamente a eficiência do tratamento para cargas orgânicas altas (9 gDQO/L.d). Os autores mencionam que a carga orgânica específica, baseada no período de enchimento, deve ser um parâmetro crítico de projeto de um reator anaeróbio operado em batelada seqüencial.

González-Barceló *et al.* (2002) estudaram a influência da carga orgânica (0,27 a 1,46 kgDQO/kgSST.d), pH (5,5 a 7,5) e temperatura (16 a 31°C) sobre a capacidade de hidrólise e acidificação em um reator anaeróbio operado em batelada seqüencial com biomassa suspensa. A maior razão AVT/DQO (0,56) foi obtida para cargas orgânicas variando de 0,60 a 0,75 kgDQO/kgSST.d. Os autores concluíram que a carga orgânica e a temperatura não influenciaram da mesma forma na capacidade de solubilização para valores de pH próximos do valor neutro. Além disso, que a produção específica de ácidos voláteis foi proporcional à carga orgânica aplicada e inversamente proporcional ao pH.

Camargo *et al.* (2002) e Ramos *et al.* (2003) estudaram o efeito da velocidade superficial do líquido em um reator anaeróbio, operado em batelada seqüencial, contendo biomassa imobilizada para tratar água residuária sintética. O reator apresentou eficiência de remoção e desempenho maior quando operado com recirculação do líquido do que quando sem circulação. Posteriormente, ajustes avaliaram a influência da velocidade superficial na recirculação, que melhorou a transferência de massa. Além disso, o suporte de espuma de poliuretano foi muito adequado para a retenção de sólidos com o aumento da velocidade superficial no ASBR em operação. Ocorreu aumento da eficiência de 83% para 95% quando a recirculação foi implementada, como conseqüência de um melhor contato entre biomassa e substrato. O estudo cinético revelou que quando a velocidade superficial do líquido aumentou de 0,034 para 0,094 cm/s, o coeficiente cinético foi duplicado, e o parâmetro permaneceu inalterável para o valor igual ou maior que 0,188 cm/s. Este resultado mostrou a possibilidade de minimizar o tempo do ciclo para obter a eficiência de remoção através da implementação da circulação externa do líquido.

Siman *et al.* (2004) investigaram a influência da carga orgânica e o tempo de ciclo sobre o desempenho de um reator anaeróbio operado em batelada seqüencial

(ASBR), com agitação mecânica de 500 rpm, a $30 \pm 2^\circ\text{C}$ e contendo microrganismos imobilizados em cubos de espuma de poliuretano de 1 cm de lado. Foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas (COV) de 1,5 a 6,0 gDQO./L.d, ao reator de 6,3 L, tratando 2,0 L de esgoto doméstico sintético em ciclos de 8 e 12 h e concentrações de 500 a 2000 mgDQO/L, sendo possível analisar a influência dessas duas variáveis operacionais para um mesmo intervalo de carga orgânica. A imobilização microbiana em suporte inerte manteve no reator 60 gSVT. As eficiências de remoção de matéria orgânica, na forma de DQO para amostras filtradas, variaram entre 73% e 88% para cargas orgânicas de até 5,4 gDQO/L.d, a partir da qual (concentração do afluente de 2000 mgDQO/L e tempo de ciclo de 8 h) o sistema apresentou problemas de acúmulo de ácidos voláteis totais, reduzindo sua eficiência de remoção de matéria orgânica para 55%. Assim, o ASBR com biomassa imobilizada mostrou-se eficiente para remoção de matéria orgânica em cargas orgânicas de até 5,4 gDQO/L.d e mais robusto a variações de carga orgânica para tempos de ciclo de 12 h, sendo uma alternativa aos sistemas de alimentação intermitente, por apresentar maior flexibilidade operacional, bem como aos sistemas em batelada com microrganismos suspensos, por eliminar as incertezas quanto à granulação e o tempo necessário a sedimentação da biomassa, reduzindo, desta forma, o tempo total do ciclo.

Chebel *et al.* (2006) investigaram a influência do aumento da carga orgânica sobre o comportamento de um reator anaeróbio operado em batelada sequencial (ASBR) de 5,0 L, com agitação mecânica de 75 rpm e contendo 2 L de biomassa granulada, aplicado ao tratamento de 2 L água residuária sintética por ciclo, alterando-se as variáveis de processo: concentração do afluente e tempo do ciclo. Foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas (COV) de 0,66 a 2,88 gDQO/L.d, definidas pela utilização de concentrações do afluente de 550 a 3600 mgDQO/L em tempos de ciclos de 8 e 12 h. O reator apresentou-se estável com eficiências de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas entre 84% e 88% para COV de 0,66 a 2,36 gDQO/L.d. Para COV de 0,78 a 2,36 gDQO/L.d, verificou-se que para uma mesma concentração de afluente de 2000 mgDQO/L, quando se diminuiu o tempo do ciclo de 12 para 8 h, não houve variação na eficiência de remoção. Entretanto, o comportamento ao longo do ciclo foi notadamente distinto para as diferentes condições. Além disso, para COV com os valores de 2,36 e de 2,08 gDQO/L.d, foram estudadas duas estratégias de operação, sendo que na primeira o reator foi operado com concentração afluente de 2000

mgDQO/L e ciclo de 8 h e, na segunda, a concentração afluyente foi de 2600 mgDQO/L e o tempo de ciclo de 12 h. Nestes termos, apenas a primeira estratégia resultou em estabilidade e eficiência do sistema. Portanto, esses resultados indicam a importância não somente da carga orgânica como variável de projeto para sistema em batelada seqüencial, mas também as significativas influências da concentração do afluyente e do tempo de ciclo.

Para a disseminação da tecnologia e a melhor compreensão do processo anaeróbio em batelada seqüencial, faz-se necessário sua comparação com os sistemas contínuos, predominantes hoje em todo mundo. Assim sendo, tornou-se necessário o uso de parâmetros estabelecidos no tratamento de águas residuárias para esta analogia. Os parâmetros importantes neste caso são o tempo de residência hidráulico (TRH), a carga orgânica volumétrica (COV) e a carga orgânica específica (COE). Vale ressaltar que esses parâmetros complementam as informações de projeto para reatores em batelada. O tempo de residência hidráulico fornece uma idéia de quanto tempo é necessário para que haja o processamento de um volume de meio contido no reator, enquanto a COV e a COE permitem identificar qual a carga orgânica aplicada no reator, por unidade de tempo e por unidade de volume, no caso da COV, e por unidade de biomassa, no caso da COE (Dugba e Zhang, 1999; Ndon e Dague, 1997).

Para sistemas operados de modo intermitente, a estimativa do TRH, da COV e da COE é feita conforme mostrado nas Equações (3.3), (3.4) e (3.5) (Camargo, 2000), nas quais V_{Ali} é o volume de água residuária alimentado por ciclo (L), t_c é o tempo de duração do ciclo (h), V_R é o volume de meio no reator (L), e C_{AF} é a concentração do afluyente (mgDQO/L) e C_X é a concentração de biomassa presente no reator (mgSVT/L).

$$TRH = \frac{t_c V_R}{V_{Ali}} \quad (3.3)$$

$$COV = \frac{V_{Ali} C_{AF}}{t_c V_R} \quad (3.4)$$

$$COE = \frac{V_{Ali} C_{AF}}{t_c C_X V_R} \quad (3.5)$$

3.5. Princípios da Cinética de Reações Bioquímicas (Campos, 1999; Sperling, 1996)

A cinética bioquímica estuda as velocidades de crescimento dos microrganismos, as velocidades de consumo de substratos e de formação de produtos. Tais velocidades devem ser expressas em termos matemáticos por modelos que representem adequadamente a dinâmica destes processos.

Diversos parâmetros poderão influenciar a cinética de populações microbianas. Por exemplo, a cinética pode ser afetada pela composição, pH, reologia e temperatura do meio ou pelas características multicomponentes, controles internos, adaptabilidade e heterogeneidade das populações celulares. Além disso, a interação entre a massa celular e o ambiente (meio), como transferência de nutrientes, produtos e calor podem influenciar na cinética. Entretanto, não é prático ou possível tentar formular um modelo cinético que inclua todos os aspectos e detalhes envolvidos na relação meio / biomassa e simplificações devem ser feitas a fim de tornar o modelo aplicável.

Todos os processos biológicos de tratamento de esgotos ocorrem num volume definido por limites físicos específicos. Este volume é comumente denominado reator. As modificações na composição e concentração dos compostos durante a permanência da água residuária no reator são essenciais no tratamento de esgotos. Estas mudanças são causadas por: transporte hidráulico dos materiais no reator (entrada e saída) e por reações que ocorrem no reator (produção e consumo).

Grande parte das reações que ocorrem no tratamento de esgotos é lenta e a consideração da sua cinética é, portanto, importante. A velocidade de reação r é o termo usado para descrever o desaparecimento ou a formação de um composto ou espécie química. A relação entre a velocidade de reação, a concentração do reagente e a ordem da reação é dada pela Equação (3.6), onde r é a velocidade da reação, k é a constante da reação, C é a concentração do reagente e n é a ordem da reação.

$$r = kC^n \quad (3.6)$$

Para diferentes valores de n , tem-se as reações de ordem zero ($n = 0$), as reações de primeira ordem ($n = 1$), as reações de segunda ordem ($n = 2$). A velocidade de reação para as reações de ordem zero é independente da concentração do reagente. No caso das

reações de primeira ordem, a velocidade de reação é diretamente proporcional à concentração do reagente, enquanto que nas reações de segunda ordem a velocidade da reação é proporcional ao quadrado da concentração do reagente. As ordens de reação mais frequentemente encontradas no ramo de tratamento de esgotos são as de ordem zero e de primeira ordem. As reações de segunda ordem podem ocorrer no caso de alguns dejetos industriais específicos. A ordem de reação não necessita ser necessariamente um número inteiro, e a determinação em laboratório das velocidades de degradação de certos compostos industriais pode conduzir a ordens fracionárias. Além destas reações de ordem constante, há ainda um outro tipo de reações, cuja forma é amplamente utilizada na área de tratamento de esgotos, denominadas reações de saturação.

As reações de ordem zero são aquelas nas quais a velocidade de reação independe da concentração do reagente. Nestas condições, a velocidade de mudança da concentração (C) do reagente é constante. Este comentário assume que a reação esteja ocorrendo em um reator batelada, em que não há adição ou retirada do reagente durante a reação. No caso de um reagente que esteja desaparecendo no reator (por exemplo, através de mecanismos de degradação), a velocidade é dada pela Equação (3.7), na qual o sinal negativo no termo da direita indica remoção do reagente, ao passo que o sinal positivo indicaria produção do reagente.

$$\frac{dC}{dt} = -k C^0 \quad (3.7)$$

As reações de primeira ordem são aquelas nas quais a velocidade de reação é proporcional à concentração do reagente. Considerando um reator em batelada, a velocidade de mudança de concentração (C) do reagente é proporcional à concentração deste reagente no dado instante. Admitindo-se uma reação em que o reagente esteja sendo removido, tem-se a Equação (3.8):

$$\frac{dC}{dt} = -k C^1 \quad (3.8)$$

Na área de tratamento de esgotos há várias reações que ocorrem segundo a cinética de primeira ordem. A introdução de oxigênio pela aeração artificial é um exemplo. Outros exemplos são a remoção da matéria orgânica e o decaimento de organismos patogênicos. Há vários processos complexos em que a velocidade global se processa segundo uma cinética de primeira ordem. Várias substâncias podem individualmente exibir uma cinética de ordem zero, mas os substratos complexos, em que diversas destas substâncias encontram-se agregadas (ex: despejos domésticos e industriais), podem apresentar velocidade de degradação que se dá na forma de primeira ordem. Inicialmente, quando a maioria dos componentes está sendo removida (consumida) simultaneamente, a velocidade de remoção é elevada. Após um certo tempo, no entanto, a velocidade pode ser mais lenta, quando apenas os compostos de degradação mais difícil estão ainda presentes. Assim, a velocidade global de reação assemelha-se a uma típica reação de primeira ordem.

Uma outra expressão cinética para descrever as velocidades envolvidas no tratamento biológico de esgotos baseia-se nas reações enzimáticas, cuja cinética foi proposta por Michaelis e Menten. Como a decomposição bacteriana envolve uma série de reações catalisadas por enzimas, a expressão de Michaelis-Menten pode ser ampliada para descrever a cinética do crescimento bacteriano e as reações de decomposição do esgoto.

A equação da velocidade de reação do substrato segue uma forma hiperbólica, em que a velocidade tende a um valor de saturação, e é dada pela Equação (3.9), na qual r é a velocidade de reação, $r_{\text{máx}}$ é a velocidade máxima da reação, S é a concentração do substrato limitante e K_s é a constante de saturação.

$$r = r_{\text{máx}} \frac{S}{K_s + S} \quad (3.9)$$

Pela Equação (3.9), K_s é a concentração do substrato na qual a velocidade de reação r é igual a $r_{\text{máx}}/2$. Esta equação é amplamente utilizada no tratamento biológico dos esgotos. Sua grande importância reside na sua forma, que pode representar aproximadamente tanto a cinética de ordem zero quanto a de primeira ordem, bem como a transição entre as mesmas. No início de uma reação de decomposição de substrato (matéria orgânica), quando a sua concentração é ainda elevada, não há limitação do mesmo no meio e a velocidade de remoção global aproxima-se da cinética de ordem

zero. Na medida em que o substrato passa a ser consumido, a velocidade de reação principia a decrescer, caracterizando uma região de transição, ou de ordem mista. Quando a concentração de substrato passa a ser bem baixa, a velocidade de reação passa a ser limitada pela pouca disponibilidade do mesmo no meio e a velocidade de remoção global aproxima-se da cinética de primeira ordem.

Conhecidas as velocidades das reações de interesse no tratamento de esgotos, deve-se avaliar quantitativamente a sua influência dentro do balanço de massa geral do composto em análise. Isto porque a concentração de um determinado composto em um reator (ou em algum lugar dele) é função, não apenas das reações bioquímicas, mas também dos mecanismos de transporte (entrada e saída) do composto.

O balanço de massa é uma descrição quantitativa de todos os materiais que entram, saem e se acumulam em um sistema com limites físicos definidos. O balanço de massa é baseado na lei da conservação da massa, isto é, a massa nunca é criada ou destruída. A expressão básica do balanço de massa deve ser desenvolvida em um determinado volume, que pode ser tanto um tanque ou um reator como um todo, quanto qualquer volume elementar dos mesmos. No balanço de massa há termos para materiais que entram, materiais que saem, materiais que são gerados, materiais que são consumidos e materiais que são acumulados no volume analisado.

Ao se considerar um volume qualquer, conforme mostrado na Figura 3.3, a quantidade de material sendo acumulado deve ser igual à quantidade do material que entra menos a quantidade que sai mais a quantidade que é gerada menos a quantidade que é consumida. Em termos lingüísticos, o balanço de massa pode ser expresso da seguinte forma geral:

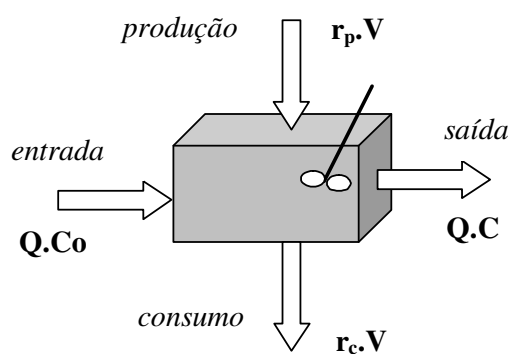


Figura 3.3 – Balanço de massa em um volume qualquer (Sperling, 1996)

$$\boxed{\text{Acúmulo} = \text{Entrada} - \text{Saída} + \text{Produção} - \text{Consumo}} \quad (3.10)$$

Matematicamente, a relação da Equação (3.10) pode ser expressa como:

$$\frac{d(CV)}{dt} = Q C_o - Q C + r_p V - r_c V \quad (3.11)$$

Na equação (3.11), C é a concentração do composto em um tempo t , C_o é a concentração afluenta do composto, V é o volume elementar de qualquer reator, Q é a vazão, t é o tempo, r_p é a velocidade de reação de produção do composto e r_c é a velocidade da reação de consumo do composto.

O modelo matemático do sistema pode ser estruturado para duas condições distintas: estado estacionário (ou permanente) e estado dinâmico. O estado estacionário é aquele no qual não há acúmulos do composto no sistema (ou volume sendo analisado). Assim, $dC/dt = 0$, ou seja, a concentração do composto é constante. No estado permanente a vazão e as concentrações de entrada e saída são constantes. Há um perfeito equilíbrio entre os termos positivos e os termos negativos no balanço de massa, os quais, ao serem somados, conduzem a um valor nulo. Em projetos é mais usual utilizar-se as equações simplificadas do estado permanente.

O estado dinâmico é aquele no qual há acúmulos do composto no sistema. Assim sendo, dC/dt é diferente de zero. A concentração do composto no sistema é, portanto variável com o tempo, podendo aumentar ou diminuir, em função do balanço entre os termos positivos e os negativos. Usualmente, a vazão e/ou a concentração de entrada são variáveis, além da possibilidade de haver algum outro estímulo externo ao sistema (ex: mudança de temperatura) que cause um transiente na concentração do composto. Por esta razão, as condições dinâmicas são representadas prevaletes em uma estação de tratamento de esgotos. Os modelos dinâmicos baseiam-se na equação generalizada do balanço de massa. Para o controle operacional das estações de tratamento modelos dinâmicos são mais adequados, devido à freqüente variação das condições externas e internas ao sistema. Os modelos dinâmicos podem ser também utilizados para projeto, principalmente para se avaliar o impacto da variação das cargas afluentes no desempenho da estação. Os modelos dinâmicos têm sido menos utilizados

devido a maior complexidade envolvida na solução das suas equações. No entanto, a tendência a maior utilização de computadores e de rotinas de integração numérica disponíveis no mercado têm contribuído para um maior emprego dos modelos dinâmicos. Deve-se ressaltar que o estado estacionário é apenas um caso particular do estado dinâmico.

3.6. Considerações Finais

Devido ao desenvolvimento da tecnologia anaeróbia nos últimos anos, configurações inovadoras, como a dos reatores ASBR, vêm sendo estudadas com a finalidade de obter sistemas simplificados e mais eficientes, aliados a baixos custos, com simplicidade de operação, permitindo aprimoramento nas vantagens dos sistemas e favorecendo sua aplicação em escala plena.

A análise dos artigos publicados permitiu identificar a potencialidade de aplicação prática do ASBR, além dos principais fatores que interferem no desempenho e estabilidade do processo. Dentre estes fatores pode-se citar a influência da utilização da biomassa na forma de grânulos, principalmente relacionada à sua retenção no sistema; a influência da intensidade da agitação implementada pela recirculação da fase líquida, principalmente relacionada à melhoria na transferência de massa no sistema e, por fim, o comportamento do sistema submetido ao aumento da concentração da água residuária.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Materiais

4.1.1. Configuração do Biorreator

O reator foi construído em acrílico, possuindo capacidade total de 1,3 L. A zona de entrada possui 44,0 mm de altura, provida de uma placa de aço inoxidável perfurada para a distribuição uniforme do afluente. O corpo do reator tem 473,0 mm de altura, diâmetro interno de 52,5 mm e 3,0 mm de espessura de parede.

O separador gás-líquido-sólido está situado a 473,0 mm da zona de entrada do reator. Foi construído de forma análoga ao reator, ou seja, de acrílico com formato cônico, objetivando facilitar a separação do biogás e decantação da biomassa, pois nesta zona tem-se a diminuição da velocidade superficial do fluido ascendente. O sistema foi mantido em câmara com temperatura controlada a $30 \pm 1^\circ\text{C}$.

A Figura 4.1 mostra o reator em detalhe, a Figura 4.2 mostra o sistema completo e a Figura 4.3 uma fotografia do sistema. O reator tem as seguintes dimensões:

(a) Compartimento de reação:

Diâmetro $\approx 53,0$ mm

Área ≈ 2200 mm²

Altura $\approx 500,0$ mm

Volume ≈ 1100 mL ($\approx 79\%$ do volume total)

(b) Compartimento de decantação:

Área inferior $\approx 707 \text{ mm}^2$

Área superior $\approx 5024 \text{ mm}^2$

Altura = 120,0 mm

Volume $\approx 300 \text{ mL}$ ($\approx 21\%$ do volume total)

Área de abertura para o decantador $\approx 707 \text{ mm}^2$

Diâmetro inferior do sistema de coleta de gás = 40,0 mm

Diâmetro superior do sistema de coleta de gás = 20,0 mm

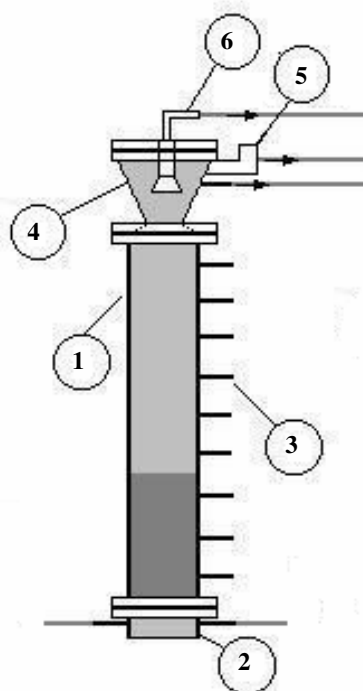


Figura 4.1 – Esquema em detalhe do reator anaeróbio

[1 – compartimento de reação do reator; 2 – compartimento de equalização da alimentação do reator; 3 – amostradores; 4 – compartimento de decantação do reator com o sistema de separação gás-sólido-líquido; 5 – saída do efluente; 6 – saída de gás].

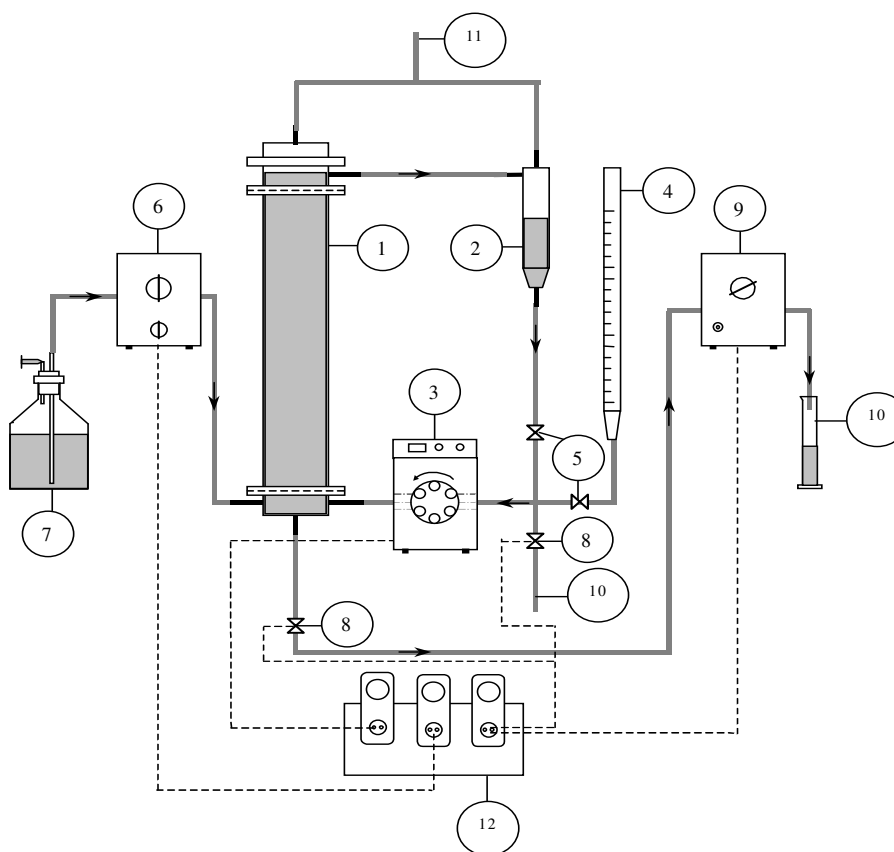


Figura 4.2 – Esquema do sistema completo, contendo biomassa granulada, operado em batelada seqüencial com recirculação

[1 - reator com recirculação; 2 - reservatório; 3 - bomba de circulação; 4 - medidor de vazão; 5 - válvula de descarga; 6 - bomba de alimentação; 7 - reservatório de água residuária sintética; 8 - válvula de descarga; 9 - bomba de descarga; 10 - saída de efluente; 11 - passagem de gás; 12 - unidade de controle; ---- ligações hidráulicas; - - - ligações elétricas].

Um sistema de recirculação foi acoplado ao reator, sendo composto de um reservatório, construído em acrílico, com 360,0 mm de altura, 53,0 mm de diâmetro externo e 3,0 mm de espessura de parede, e de uma bomba peristáltica, além de um tubo graduado de 50,0 mm interligado ao sistema para a medida de vazão. A capacidade total do sistema (reator e reservatório) era de 1,8 L.



(a)



(b)

Figura 4.3 – Fotografia do sistema completo, contendo biomassa granulada, operado em batelada seqüencial (a) com velocidade de recirculação de 10 m/h e (b) etapa de sedimentação

4.1.2. Água Residuária Sintética

O biorreator foi alimentado com uma água residuária sintética, composta por proteínas (na forma de extrato de carne), carboidratos de fácil e difícil degradação (nas formas de sacarose, amido e celulose) e lipídeos (na forma de óleo de soja). Além disso, continha traços de metais e bicarbonato de sódio para tamponamento e foi preparada de acordo com Torres (1992). Salienta-se que, antes de ser adicionada ao reator, a água residuária era esterilizada a 121°C durante 15 min. Os valores apresentados na Tabela 4.1 têm como base uma demanda química de oxigênio da ordem de 500 mg/L. Vale ressaltar que a água residuária foi preparada com várias concentrações de DQO, sendo, portanto, os componentes adicionados proporcionalmente.

Tabela 4.1 – Composição da água residuária sintética (500 mgDQO/L).

<i>Composto</i>	<i>Concentração (mg/L)</i>
<i>Carboidratos</i>	
Sacarose	35
Amido	114
Celulose	34
<i>Proteínas</i>	
Extrato de carne	208
<i>Lipídeos</i>	
Óleo de soja*	51
<i>Sais</i>	
NaCl	250
MgCl ₂ .6H ₂ O	7,0
CaCl ₂ .2H ₂ O	4,5
<i>Tampão</i>	
NaHCO ₃	200

(*) Foram adicionadas 3 gotas de detergente comercial por litro de solução para emulsionar o óleo

4.1.3. Inóculo

O inóculo utilizado nos experimentos foi proveniente de reator anaeróbio de manta de lodo e escoamento ascendente (UASB), tratando água residuária de abatedouro de aves (Dacar Industrial S.A.), sediada em Tietê, SP. Tal procedimento foi adotado no intuito de acelerar a partida do processo, pois na ausência de lodo adaptado esta etapa seria muito demorada. As características do lodo estão apresentadas na

Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Características do inóculo utilizado

Parâmetro	Valor (g/L)
Sólidos totais (ST)	62
Sólidos fixos totais (SFT)	11
Sólidos voláteis totais (SVT)	51

4.2. Métodos

4.2.1. Análises Físico-Químicas

As variáveis de processo monitoradas foram: velocidade superficial de recirculação, volume tratado por ciclo e temperatura. Além disso, foram analisados, quantitativa e qualitativamente, o desempenho e eficiência do reator pelo monitoramento no afluente e no efluente das variáveis: concentrações de matéria orgânica (para amostras não filtradas e filtradas), de ácidos voláteis totais, de alcalinidade (total, parcial, intermediária e a bicarbonato) e de sólidos (totais e em suspensão, não voláteis e voláteis). Todos estes parâmetros foram determinados segundo o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1995). A metodologia para determinação dos ácidos voláteis totais sofreu modificação de acordo com Dilallo e Albertson (1961), enquanto que a metodologia para determinação da alcalinidade total foi modificada segundo Ripley *et al.* (1986).

Os ácidos voláteis intermediários foram analisados por cromatografia em fase gasosa, segundo metodologia proposta por Moraes *et al.* (2000), utilizando-se cromatógrafo Hewlett Packard® 6890 Series, equipado com detector de ionização de chama e coluna Hewlett Packard® Innowax (30 m x 0,25 mm x 0,25 µm de espessura do filme). O gás de arraste foi o hidrogênio (fluxo de 2,0 mL/min), temperatura do injetor igual a 250°C, razão de “split” de 20, volume de injeção de 1,0 µL. A temperatura do forno foi de 100°C durante 3 minutos, rampa de aquecimento de 5 °C/min até 180°C, permanecendo por 5 minutos. “Postrun” de 200°C durante 3 min. A temperatura do detector foi de 300°C, com fluxo de ar sintético e de hidrogênio de, respectivamente, 300 e 30 mL/min e vazão de “make up” de nitrogênio de 35 mL/min.

A determinação da composição do biogás gerado pela digestão anaeróbia também foi feita através de cromatografia em fase gasosa, utilizando-se o cromatógrafo Hewlett Packard® 6890 Series equipado com detector de condutividade térmica e coluna Porapak Q® (2 x ¼” - 80 a 100 mesh). O gás de arraste foi o hidrogênio a 50 mL/min, a temperatura do injetor foi igual a 150 °C e o volume de amostra foi de 1,0 mL. A temperatura do forno foi de 50°C. O detector operou a 200 °C, com fluxo de hidrogênio a 50 mL/min e vazão de “make up” de nitrogênio de 2,5 mL/min.

4.3. Fundamentos Teóricos

4.3.1. Eficiência de Remoção

As eficiências de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas (ϵ_S) e não filtradas (ϵ_T), no final de cada ciclo, foram calculadas pelas Equações (4.1) e (4.2),

$$\epsilon_S (\%) = \frac{C_{AF} - C_{SS}}{C_{AF}} 100 \quad (4.1)$$

$$\epsilon_T (\%) = \frac{C_{AF} - C_{ST}}{C_{AF}} 100 \quad (4.2)$$

Onde C_{AF} é a concentração de matéria orgânica nas amostras do afluente, C_{ST} e C_{SS} são as concentrações de matéria orgânica no efluente para amostras não filtradas e filtradas, respectivamente.

A eficiência da remoção da matéria orgânica (ϵ_i) ao longo de um ciclo foi calculada pela Equação (4.3):

$$\epsilon_i (\%) = \frac{C_{S_0} - C_S}{C_{S_0}} 100 \quad (4.3)$$

Onde C_S é a concentração da matéria orgânica para amostras filtradas no reator e C_{S_0} é o valor inicial de C_S .

4.3.2. Velocidade Superficial do Líquido

A velocidade superficial do líquido no reator foi calculada conforme mostrado na Equação (4.4):

$$v_s = \frac{Q}{A} \quad (4.4)$$

Onde Q é a vazão volumétrica do líquido, A é a seção transversal do reator.

4.3.3. Normalização da Concentração da Matéria Orgânica (C_S')

Os valores obtidos nos perfis de concentração de matéria orgânica sofreram um ajuste matemático para minimizar as diferenças entre os ensaios realizados. A Equação (4.5) mostra a normalização realizada nos resultados de C_S , representada por C_S' :

$$C_S' = C_{SiMédia} (1 - X_S) \quad (4.5)$$

Onde $C_{SiMédia}$ é a média dos valores iniciais ($t = 0$) de todos os ensaios realizados e X_S é representado pela Equação (4.6):

$$X_S = \frac{C_{So} - C_S}{C_{So}} \quad (4.6)$$

4.3.4. Ajuste ao Modelo Cinético de Primeira Ordem

Na determinação dos coeficientes cinéticos para a degradação da matéria orgânica, considerou-se o modelo apresentado na Equação (3.11) para o caso de não haver fluxos de saída e de entrada, e que a velocidade de reação de conversão em produtos (r_p) é nula, o que nos leva a inferir a Equação (4.7), onde r_C é a velocidade de consumo da matéria orgânica (mgDQO/h), C_S é a concentração de matéria orgânica para amostras filtrado no efluente (mgDQO/L) e t é o tempo de batelada (h).

$$\frac{dC_s}{dt} = -r_c \quad (4.7)$$

A Equação (4.8) resultou das seguintes considerações: (i) modelo cinético de primeira ordem, o qual freqüentemente descreve as reações que ocorrem no tratamento biológico de águas residuárias; (ii) concentração de microrganismos praticamente constante durante a batelada, devido à velocidade lenta do metabolismo anaeróbio; (iii) introdução de um coeficiente cinético aparente (k), que incorpora os termos cinéticos intrínsecos, além das resistências à transferência de massa interna e externa.

$$r_c = kC_s \quad (4.8)$$

Substituindo a Equação (4.8) na Equação (4.7), obtém-se a Equação (4.9) levando-se em consideração, também, a existência de um valor experimental de concentração residual de matéria orgânica para as amostras filtradas (C_{SR}), no qual o valor da velocidade de reação é nulo.

$$\frac{dC_s}{dt} = -k (C_s - C_{SR}) \quad (4.9)$$

Integrando a Equação (4.9) sob o intervalo [C_{So} ; C_s], chega-se à Equação (4.10) que descreve o consumo de matéria orgânica durante a batelada, onde C_{So} é o valor inicial de C_s no reator.

$$C_s = C_{SR} + (C_{So} - C_{SR}) \cdot e^{-k \cdot t} \quad (4.10)$$

Os valores da constante cinética aparente (k) foram obtidos através de um ajuste não linear do modelo de primeira ordem aos valores experimentais da concentração de matéria orgânica para amostras filtradas obtidos nos perfis, utilizando o aplicativo Microal Origin versão 6.1, pelo método de Levenberg-Maquardt.

4.4. Procedimento Experimental

No início do ensaio foram adicionados 0,4 L de inóculo e 1,4 L de água residuária sintética. A partir do início da operação, ocorreu o tratamento de 1,3 L de água residuária sintética por ciclo, ou seja, a cada ciclo esse volume de esgoto tratado era descarregado e o mesmo volume de esgoto a ser tratado era alimentado. Ressalta-se que a capacidade total do sistema (reator e recipiente de recirculação) era de 1,8 L. Desta forma em cada batelada permanecia um volume (composto de biomassa e efluente tratado) de 0,5 L da batelada anterior.

O sistema foi operado em batelada seqüencial tratando água residuária sintética a $30 \pm 1^\circ\text{C}$. A duração de cada batelada foi de 6 horas (ou 360 minutos), correspondendo a quatro ciclos por dia. No início de cada ciclo, o reator foi alimentado com água residuária sintética durante 10 minutos. A fase de reação foi de 325 minutos e a fase de sedimentação de 15 minutos. Ao término do ciclo, o efluente foi descarregado durante 10 minutos.

O monitoramento do reator foi realizado nas amostras do afluente e do efluente, medindo-se as concentrações de substrato (demanda química de oxigênio – DQO), de alcalinidade parcial (AP), de alcalinidade intermediária (AI), de alcalinidade total (AT), de alcalinidade a bicarbonato (AB), de ácidos voláteis totais (AVT), de sólidos totais (ST), de sólidos totais voláteis (STV), de sólidos suspensos totais (SST) e de sólidos suspensos voláteis (SSV), além da medida de pH e do volume efluente descarregado (V).

Esses parâmetros foram monitorados com uma frequência de, pelo menos, duas a três vezes por semana.

4.4.1. Operação do ASBR com Diferentes Velocidades Superficiais de Recirculação

Para a investigação da influência da velocidade superficial de recirculação sobre a eficiência e estabilidade do processo, o sistema foi operado, tratando água residuária com aproximadamente 500 mgDQO/L, em três diferentes velocidades superficiais de recirculação: 5 m/h, 7 m/h e 10 m/h, conforme descrito a seguir:

(i) Operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

Nesta condição o sistema operou por 27 dias (108 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.1 e nos Anexos I e II.

(ii) Operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

Nesta condição o sistema operou por 40 dias (160 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.2 e nos Anexos I e II.

(iii) Operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Nesta condição o sistema operou por 23 dias (92 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.3 e nos Anexos I e II.

4.4.2. Operação do ASBR Submetido ao Aumento da Concentração do Afluente

Para a investigação da influência do aumento da concentração do afluente sobre a eficiência e estabilidade do processo, o sistema foi operado com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h, conforme descrito a seguir:

(i) Operação do reator com concentração de água residuária de 1000 mgDQO/L

Nesta condição o sistema operou por 49 dias (196 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.4 e nos Anexos I e II.

(ii) Operação do reator com concentração de água residuária de 1500 mgDQO/L

Nesta condição o sistema operou por 32 dias (128 ciclos), sendo os resultados obtidos apresentados no item 5.5 e nos Anexos I e II.

4.4.3. Perfil ao Longo do Ciclo de Operação do Reator

Em cada ensaio, depois de atingida a estabilidade operacional, ou seja, a obtenção de valores aproximadamente constantes para as variáveis operacionais monitoradas, foram obtidos os perfis ao longo do ciclo de operação. Estes perfis foram obtidos através da retirada de amostras ao longo de um ciclo. As variáveis de interesse foram concentrações de substrato na forma filtrada, de alcalinidade a bicarbonato e de ácidos voláteis totais e intermediários, além do pH. Estes perfis possibilitam uma melhor compreensão das rotas de degradação ao longo de um ciclo, além de permitirem a obtenção de parâmetros cinéticos de degradação da matéria orgânica.

As amostras para obtenção dos perfis foram retiradas nos seguintes intervalos:

(i) *perfil de alcalinidade (AP, AI, AT e AB), ácidos voláteis totais (AVT), e pH*: de 20 em 20 minutos, na primeira hora de operação, de 30 em 30 minutos nas duas próximas horas e de 60 em 60 minutos nas demais horas. O volume de cada amostra colhida foi de aproximadamente 20 mL. Os resultados são apresentados nos itens 5.1.1 a 5.5.1 e no Anexo III.

(ii) *perfil de DQO e de ácidos voláteis intermediários (AV)*: 20 em 20 minutos, na primeira hora de operação e de 30 em 30 minutos nas demais horas. O volume de cada amostra colhida foi de aproximadamente 10 mL. Os resultados são apresentados nos itens 5.1.1 a 5.5.1 e no Anexo III.

(iii) *perfil de biogás*: 20 em 20 minutos, na primeira hora de operação e de 30 em 30 minutos nas demais horas. Os resultados são apresentados nos itens 5.1.1 a 5.5.1 e no Anexo III.

Após obtenção destes perfis, a condição de operação era alterada, ou seja, iniciava-se uma nova fase de operação.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 5 m/h

Nesta condição, inicialmente, o reator foi inoculado com biomassa granulada. Em seguida, foi operado em batelada seqüencial, tratando esgoto sintético com concentração de 500 mgDQO/L, em ciclos de 6 horas, durante 27 dias (108 ciclos). Os resultados desta operação são mostrados nas Figuras 5.1 e 5.2 e na Tabela 5.1, onde C_{ST} e C_{SS} são as concentrações de matéria orgânica nas amostras não filtradas e filtradas respectivamente, AVT é a concentração de ácidos voláteis totais, AI, AP e AB referem-se a alcalinidades intermediária, parcial e a bicarbonato, respectivamente. ϵ_T e ϵ_S são as eficiências de remoção de matéria orgânica para amostras não filtradas e filtradas respectivamente. ST, SVT, SST e SSV referem-se às concentrações de sólidos: totais, voláteis totais, em suspensão totais e em suspensão voláteis, respectivamente; v_s é a velocidade superficial de recirculação no reator. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.1 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

Parâmetro	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	510 ± 43 (11)	102 ± 16 (11)
ϵ_T (%)	-	80 ± 3 (11)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	87 ± 11 (11)
ϵ_S (%)	-	83 ± 2 (11)
AVT (mgHAc/L)	36 ± 5 (11)	26 ± 6 (6)
AB (mgCaCO ₃ /L)	143 ± 25 (11)	193 ± 60 (6)
AI/AP	0,5 ± 0,2 (11)	0,4 ± 0,2 (6)
pH	8,8 ± 0,2 (11)	7,3 ± 0,2 (6)
Volume (L)	1,34 ± 0,04 (13)	1,34 ± 0,04 (13)
ST (mg/L)	978 ± 45 (2)	661 ± 58 (2)
SVT (mg/L)	546 ± 28 (2)	248 ± 54 (2)
SST (mg/L)	54 ± 6 (2)	33 ± 7 (2)
SSV (mg/L)	54 ± 0 (2)	39 ± 10 (2)
v_s (m/h)	5,02 ± 0,15 (5)	

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

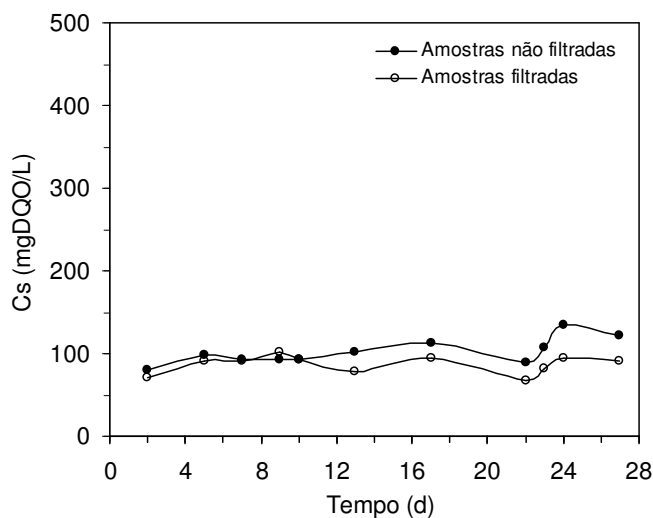


Figura 5.1 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

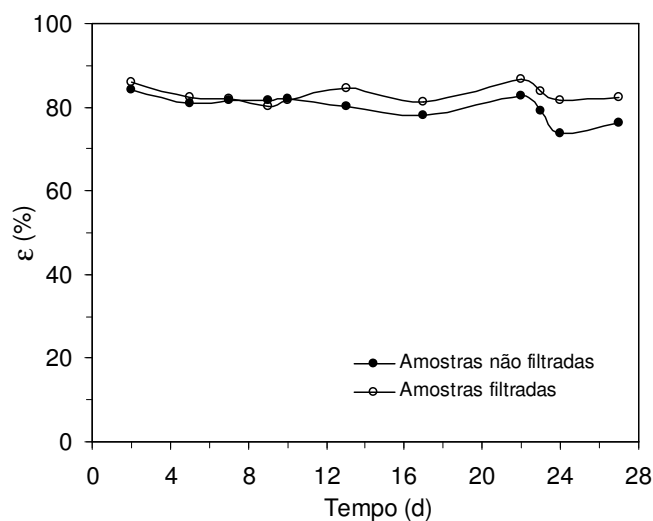


Figura 5.2 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

A análise da Tabela 5.1 e da Figura 5.2 permite verificar que uma elevada eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas ($\epsilon_S = 83 \pm 2\%$) foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e às concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixas. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente. Além disso, os valores

da concentração dos ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema. Desta forma, conclui-se que em um período relativamente curto a biomassa encontrava-se aclimatada nas condições de operação do sistema.

Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.1.1. Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 5 m/h

A Figura 5.3 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 500 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a $30 \pm 1^\circ\text{C}$. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos no 94º e 100º ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $1,35 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a 352,7 mgDQO/L (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s') e o da concentração residual de matéria orgânica C_{SR} igual a 90 mgDQO/L. O valor do fator R^2 foi igual a 0,9490 para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais e intermediários, de alcalinidade a bicarbonato e de pH são mostrados nas Figuras 5.4 a 5.7. Os valores experimentais, obtidos em duplicata, ao longo do 102º e 108º ciclos, para a concentração de ácidos voláteis totais, alcalinidade a bicarbonato e pH são apresentados no Anexo III. O Anexo III apresenta, também, os valores experimentais médios da concentração de ácidos voláteis intermediários obtidos ao longo do 94º e 100º ciclos.

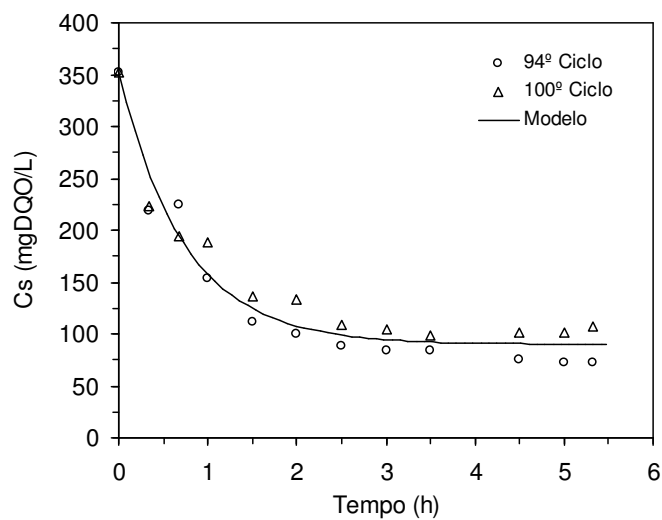


Figura 5.3 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

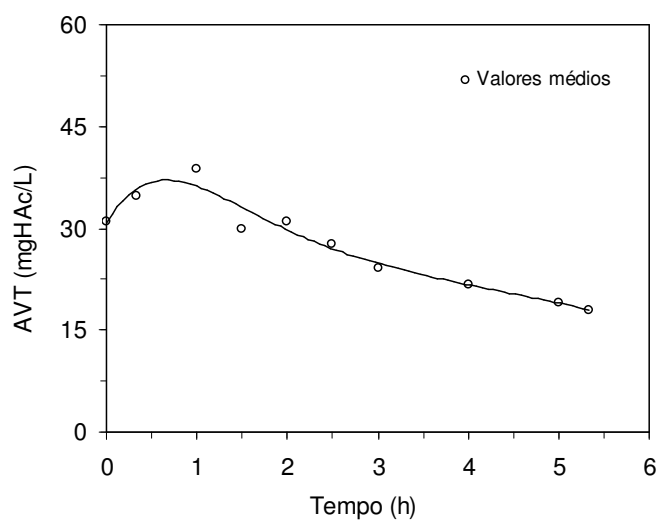


Figura 5.4 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

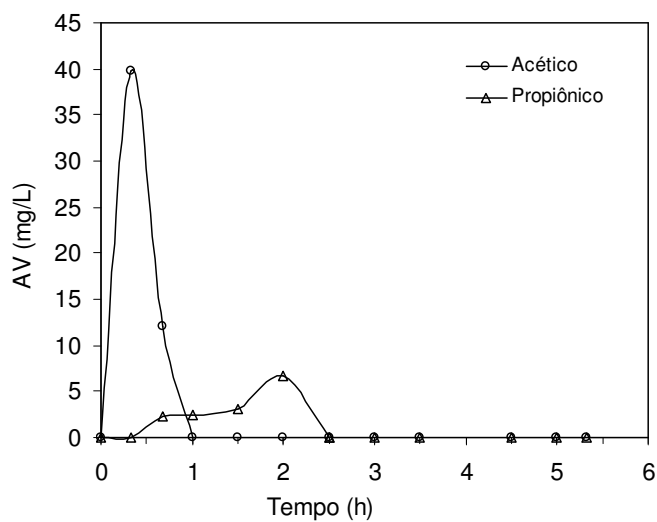


Figura 5.5 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

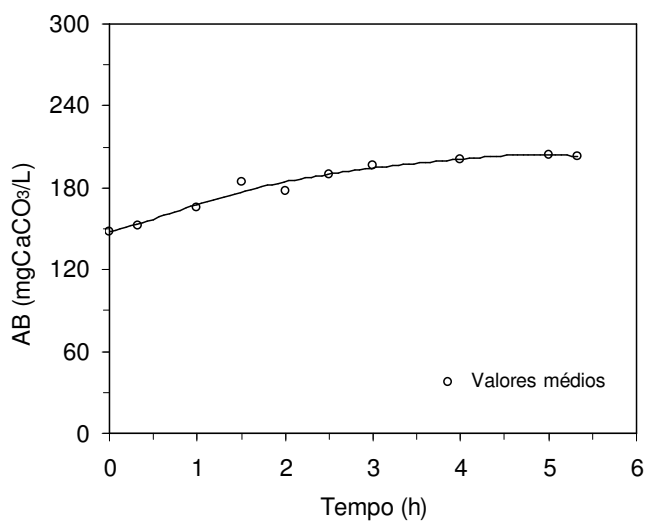


Figura 5.6 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

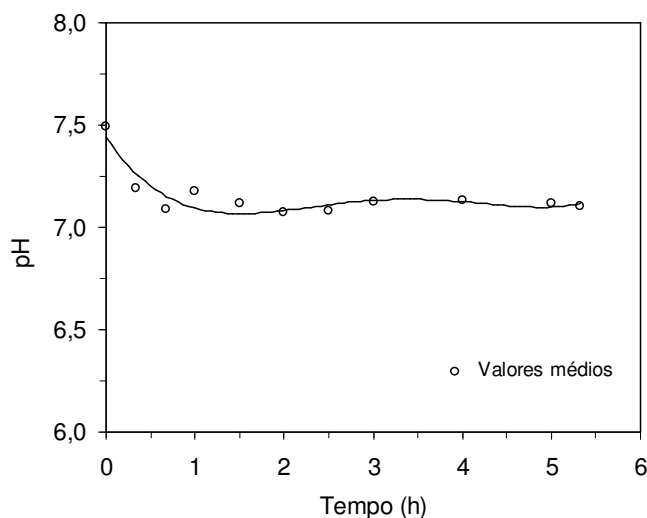


Figura 5.7 – Perfil da variação de pH na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

Observa-se, na Figura 5.5, que as concentrações máximas de ácido acético e de ácido propiônico obtidos por análise cromatográfica foram de 39,7 e 6,6 mg/L, respectivamente, em 20 e 120 minutos do início do ciclo. Enquanto que o valor máximo de AVT obtido por análise titulométrica ocorreu em 60 minutos, atingindo o valor de 38,8 mgHAc/L (Figura 5.4). Após 150 minutos do início do ciclo nenhum ácido foi detectado considerando-se a análise cromatográfica, indicando que a sua concentração permaneceu abaixo do limite de detecção do método. O valor residual médio de AVT foi de 17,9 mgHAc/L, considerando-se a análise titulométrica. A diferença de valores de concentração residual dos ácidos voláteis, pelos dois métodos de análise utilizados, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais) ter sido titulado como ácidos voláteis na análise titulométrica. Além disso, é possível observar, a partir da Figura 5.6, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se acima do valor 7,0, conforme se observa na Figura 5.7.

Nas Figuras 5.8 e 5.9 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e de gás carbônico obtidos ao longo do 90° ciclo, sendo os valores experimentais apresentados no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 80% metano (CH₄) e 20% gás carbônico (CO₂). A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis

à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

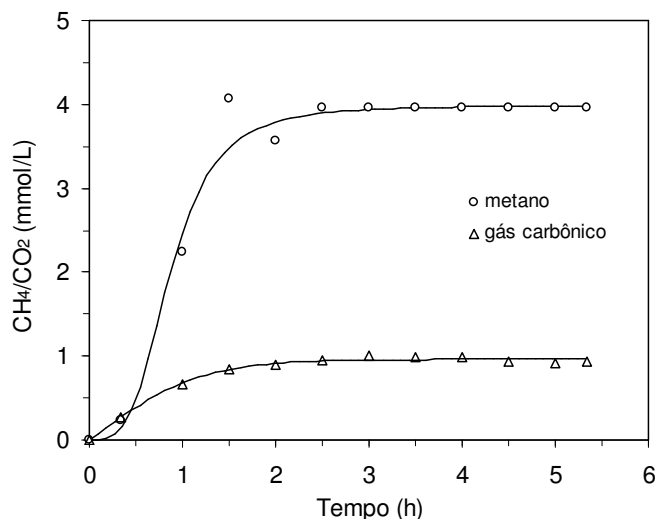


Figura 5.8 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

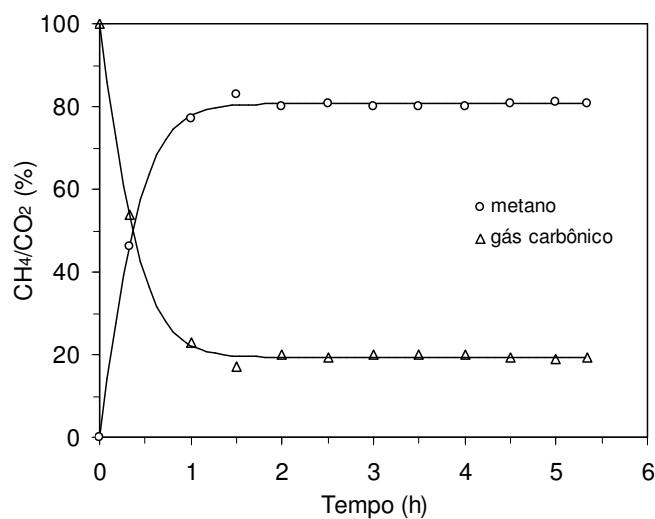


Figura 5.9 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória apresentando geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis e produção de metano. Com relação ao perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo foi possível observar que a partir de 4 horas do início do

ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 90$ mgDQO/L) até o final do ciclo, ou seja, por 2 horas.

A seguir, aumentou-se a velocidade superficial de recirculação do sistema para 7 m/h, conforme será apresentado a seguir.

5.2. Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 7 m/h

Nesta condição, manteve-se a concentração do afluente e o tempo do ciclo em relação à operação anterior, sendo o sistema operado em batelada seqüencial durante 40 dias (160 ciclos). Os resultados são mostrados na Tabela 5.2 e nas Figuras 5.10 e 5.11. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.2 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

Parâmetro	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	494 ± 23 (10)	99 ± 16 (17)
ϵ_T (%)	-	81 ± 3 (17)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	75 ± 13 (17)
ϵ_S (%)	-	85 ± 2 (17)
AVT (mgHAc/L)	36 ± 10 (10)	29 ± 8 (9)
AB (mgCaCO ₃ /L)	123 ± 17 (10)	225 ± 58 (9)
AI/AP	$0,5 \pm 0,2$ (10)	$0,7 \pm 0,2$ (9)
pH	$9,0 \pm 0,3$ (10)	$7,4 \pm 0,1$ (9)
Volume (L)	$1,34 \pm 0,03$ (23)	$1,34 \pm 0,03$ (23)
ST (mg/L)	972 ± 66 (4)	673 ± 56 (5)
SVT (mg/L)	543 ± 66 (4)	224 ± 34 (5)
SST (mg/L)	14 ± 5 (4)	26 ± 8 (5)
SSV (mg/L)	18 ± 8 (4)	33 ± 6 (5)
v_s (m/h)	$7,12 \pm 0,22$ (5)	

Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras realizada

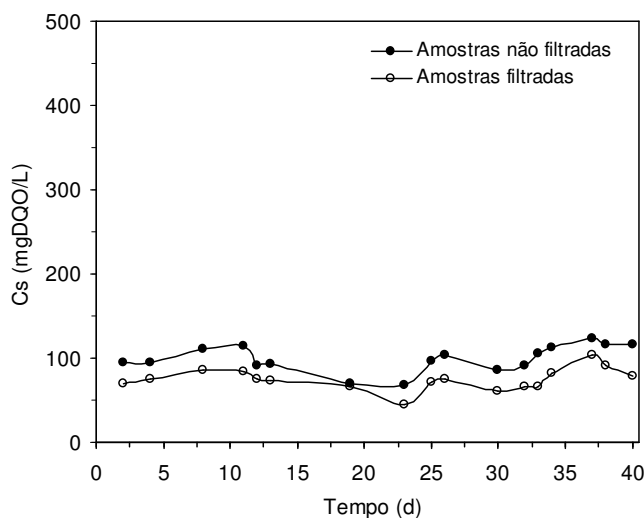


Figura 5.10 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

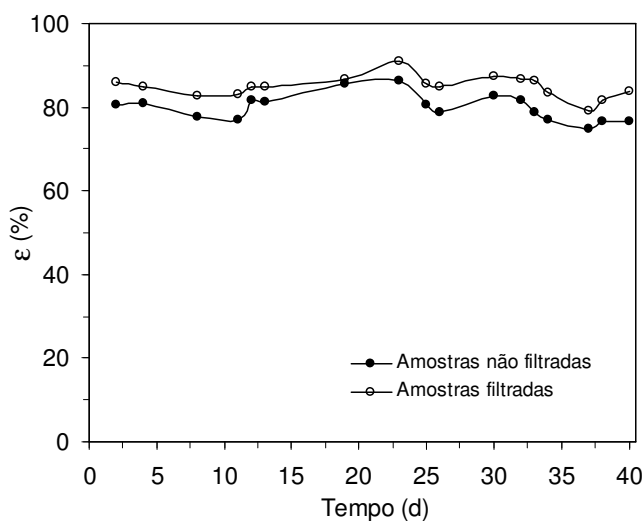


Figura 5.11 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

A análise da Tabela 5.2 e da Figura 5.11 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas ($\epsilon_S = 85 \pm 2\%$) foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e às concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixas. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente, os valores da

concentração dos ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema. Comparando-se os valores das variáveis estudadas nesta condição (Tabela 5.2) de operação com a condição anterior ($v_s = 5$ m/h) (Tabela 5.1), observa-se que praticamente não houve variação nos mesmos, apenas com relação à geração de alcalinidade a bicarbonato os resultados foram melhores.

Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.2.1. Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 7 m/h

A Figura 5.12 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 500 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a $30 \pm 1^\circ\text{C}$. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos no 131º e 139º ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $2,36 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a 324,7 mgDQO/L (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s') e o da concentração residual de matéria orgânica C_{SR} igual a 80 mgDQO/L. O valor do fator R^2 foi igual a 0,9667 para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais, de alcalinidade a bicarbonato e de pH são mostrados nas Figuras 5.13, 5.15 e 5.16, respectivamente, sendo os valores experimentais, obtidos em duplicata, ao longo do 67º e 156º ciclos, apresentados no Anexo III.

A Figura 4.14 apresenta o perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários obtido ao longo do 131º ciclo, sendo os valores experimentais apresentados no Anexo III.

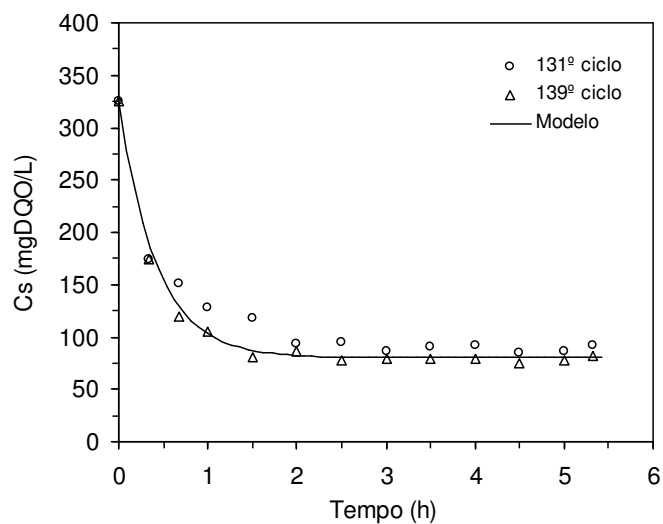


Figura 5.12 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

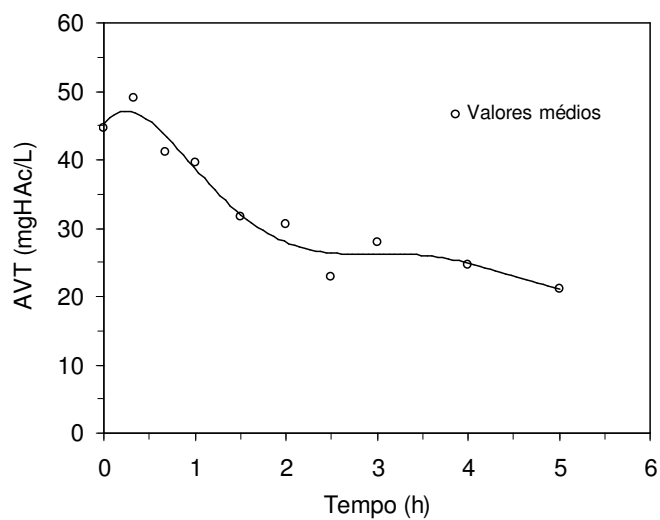


Figura 5.13 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

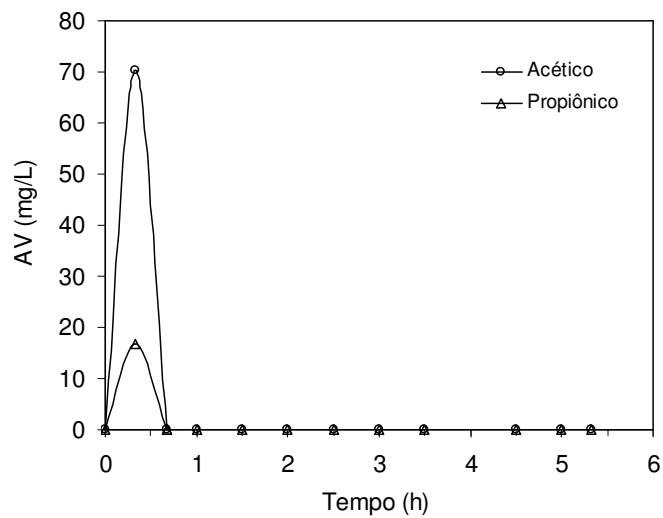


Figura 5.14 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

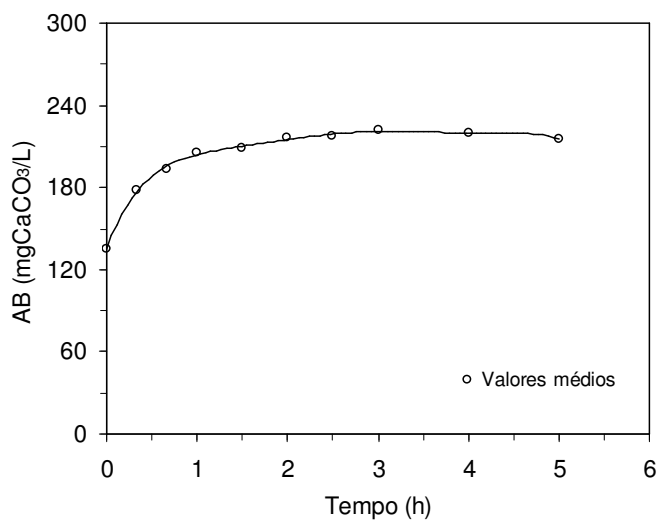


Figura 5.15 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

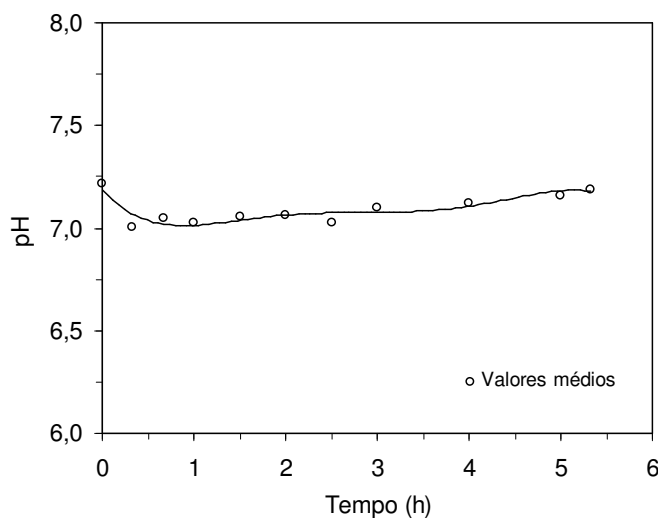


Figura 5.16 – Perfil da variação de pH na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

Observa-se, na Figura 5.14, que as concentrações máximas de ácido acético e de ácido propiônico foram 70,2 e 16,9 mg/L, respectivamente, em 20 minutos do início do ciclo. O valor máximo de AVT obtido por análise cromatográfica ocorreu em 20 minutos, atingindo o valor de 87,2 mg/L, enquanto que o valor máximo de AVT obtido por análise titulométrica também ocorreu em 20 minutos, atingindo o valor de 44,4 mgHAc/L (Figura 5.13). Provavelmente a diferença de valores de concentração máxima de AVT, pelos dois métodos de análise utilizados, pode ter sido ocasionada pela metodologia utilizada na análise titulométrica, isto é, na etapa de aquecimento para eliminar o CO₂, parte dos ácidos presentes pode ter volatilizado não sendo, portanto, detectados. Após 40 minutos do início do ciclo nenhum ácido foi detectado, considerando-se a análise cromatográfica, indicando que a sua concentração permaneceu abaixo do limite de detecção do método. O valor residual médio de AVT foi de 21,2 mgHAc/L, considerando a análise titulométrica. A diferença de valores de concentração residual dos ácidos voláteis pelos dois métodos de análise utilizados, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais) ter sido titulado como ácido volátil na análise titulométrica. Além disso, é possível observar, a partir da Figura 5.15, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se em torno de 7,0, conforme se observa na Figura 5.16.

Nas Figuras 5.17 e 5.18 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e de gás carbônico obtidos ao longo do 144º ciclo, sendo os valores experimentais apresentados no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 89% metano (CH_4) e 11% gás carbônico (CO_2). A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

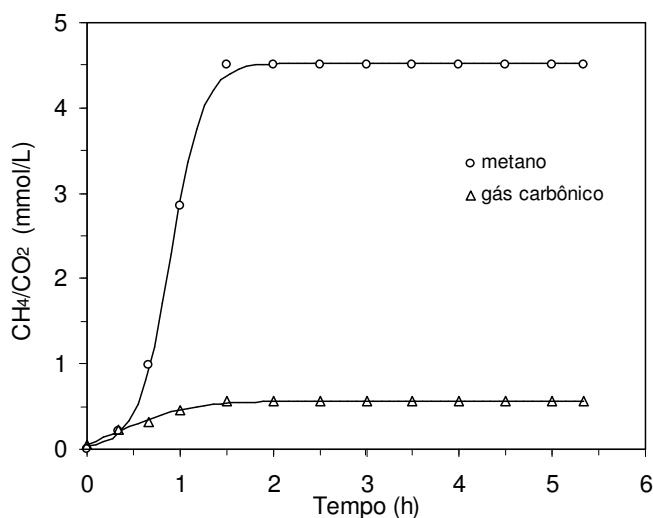


Figura 5.17 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

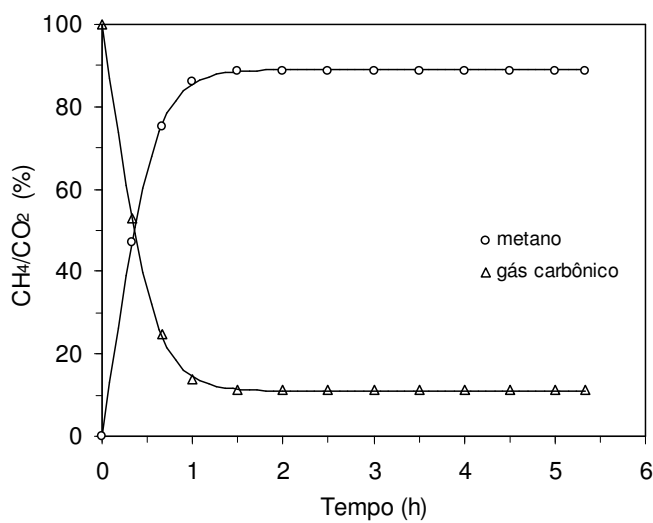


Figura 5.18 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória apresentando geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis e geração de metano. Com relação ao perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo, foi possível observar que o aumento na velocidade superficial de recirculação ocasionou um aumento no parâmetro cinético de primeira ordem em relação à condição de operação anterior ($v_s = 5$ m/h). Desta forma a partir de 2 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual, cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 80$ mgDQO/L) até o final do ciclo, ou seja, por 4 horas.

A seguir, aumentou-se a velocidade superficial de recirculação do sistema para 10 m/h, conforme será apresentado a seguir.

5.3. Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 10 m/h

Nesta condição manteve-se, também, a concentração do afluente e o tempo do ciclo em relação às condições anteriores, sendo o reator operado em batelada seqüencial durante 23 dias (92 ciclos). Os resultados desta operação são mostrados na Tabela 5.3, e nas Figuras 5.19 e 5.20. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.3 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Parâmetro	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	511 ± 54 (10)	116 ± 18 (14)
ϵ_T (%)	-	77 ± 4 (14)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	82 ± 13 (14)
ϵ_S (%)	-	84 ± 3 (14)
AVT (mgHAc/L)	37 ± 10 (10)	24 ± 6 (10)
AB (mgCaCO ₃ /L)	131 ± 10 (10)	221 ± 19 (10)
AI/AP	$0,5 \pm 0,1$ (10)	$0,6 \pm 0,2$ (10)
pH	$8,8 \pm 0,3$ (10)	$7,5 \pm 0,2$ (10)
Volume (L)	$1,34 \pm 0,01$ (14)	$1,34 \pm 0,01$ (14)
ST (mg/L)	1044 ± 8 (3)	690 ± 52 (3)
SVT (mg/L)	541 ± 38 (3)	216 ± 25 (3)
SST (mg/L)	27 ± 1 (3)	31 ± 5 (3)
SSV (mg/L)	20 ± 3 (3)	22 ± 9 (3)
v_s (m/h)	$10,1 \pm 0,18$ (5)	

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras realizadas

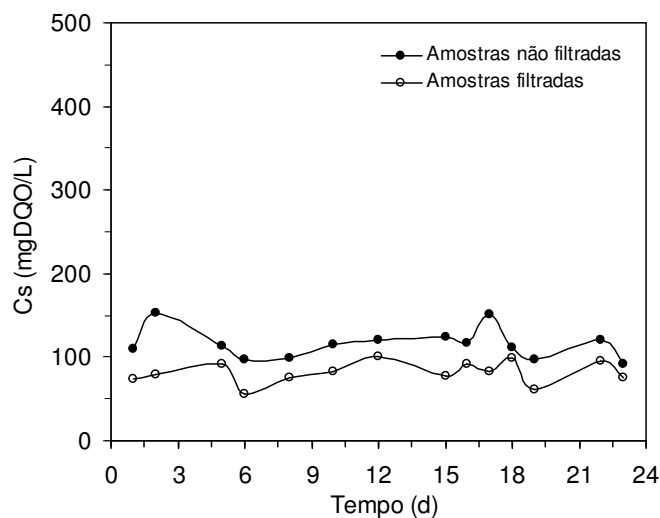


Figura 5.19 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

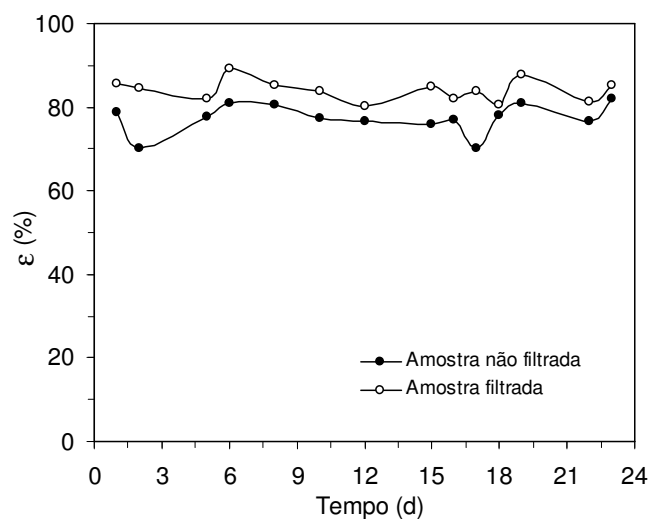


Figura 5.20 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

A análise da Tabela 5.3 e da Figura 5.20 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas ($\epsilon_s = 84 \pm 3 \%$) foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e às concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixas. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente. Além disso, os valores

da concentração dos ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os de pH, do efluente, mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema. Comparando-se os valores das variáveis estudadas nesta condição (Tabela 5.3) de operação com as condições anteriores ($v_s = 5$ m/h e $v_s = 7$ m/h) (Tabelas 5.1 e 5.2), observa-se que praticamente não houve variação nos mesmos. Apenas com relação à geração de alcalinidade a bicarbonato, os resultados foram melhores em relação à condição de $v_s = 5$ m/h.

Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.3.1. Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 10 m/h

A Figura 5.21 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 500 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a 30 ± 1 °C. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos no 63° e 67° ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $1,00 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a 254,1 mgDQO/L (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s) e o da concentração residual de matéria orgânica C_{SR} igual a 87 mgDQO/L. O valor do fator R^2 foi igual a 0,9543 para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais e intermediários, de alcalinidade a bicarbonato e de pH são mostrados nas Figuras 5.22 a 5.27. Os valores experimentais, obtidos em duplicata, ao longo do 55° e 59° ciclos, para a concentração de ácidos voláteis totais, alcalinidade a bicarbonato e pH são apresentados no Anexo III. O Anexo III apresenta, também, os valores experimentais médios da concentração de ácidos voláteis intermediários obtidos ao longo do 63° e 74° ciclos.

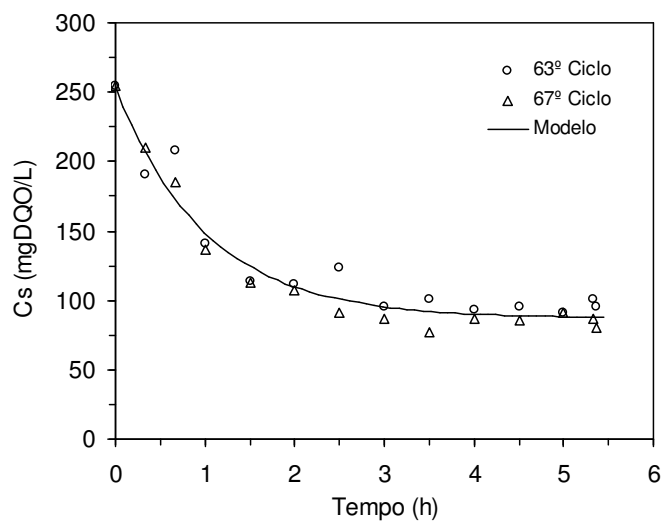


Figura 5.21 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

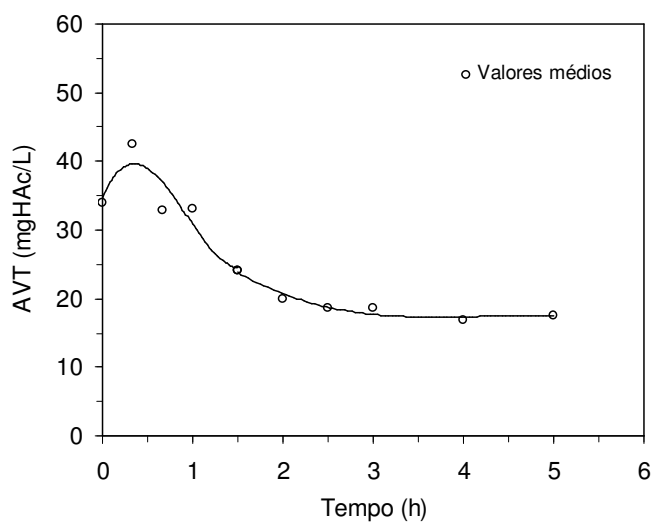


Figura 5.22 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

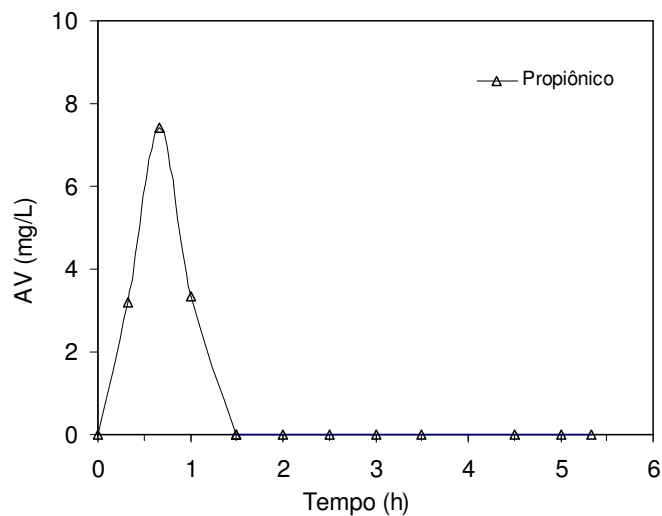


Figura 5.23 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

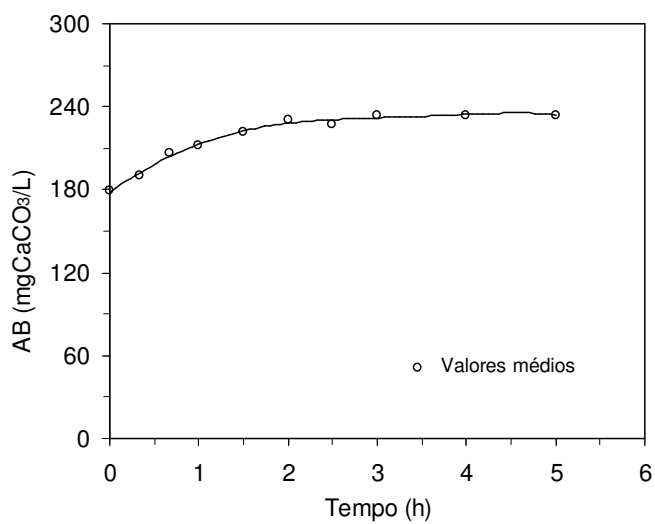


Figura 5.24 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

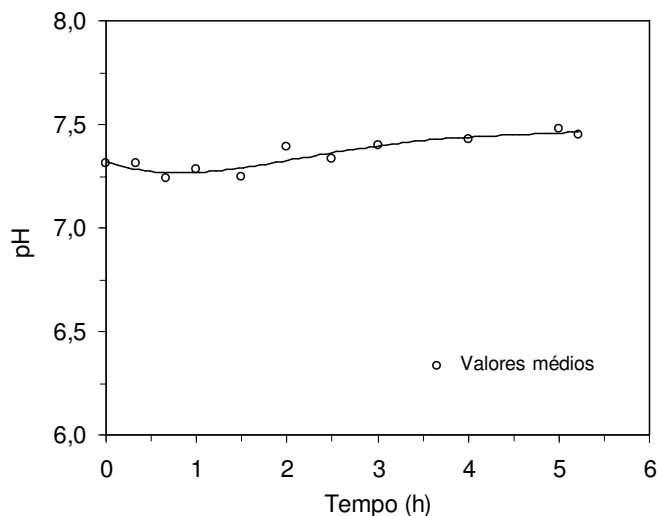


Figura 5.25 – Perfil da variação de pH na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Observa-se, na Figura 5.23, que a concentração máxima de ácido propiônico foi de 7,4 mg/L, em 40 minutos a partir do início do ciclo. Nesta condição não foi detectada a presença de ácido acético. Desta forma, o valor máximo de AVT obtido por análise cromatográfica foi a do ácido propiônico. O valor máximo de AVT obtido por análise titulométrica ocorreu em 20 minutos, atingindo o valor de 42,5 mgHAc/L (Figura 5.22). Após 90 minutos do início do ciclo nenhum ácido foi detectado considerando-se a análise cromatográfica, indicando que a sua concentração permaneceu abaixo do limite de detecção do método. O valor residual médio de AVT foi de 17,6 mgHAc/L, considerando-se a análise titulométrica. A diferença de valores da concentração máxima e da concentração residual dos ácidos voláteis, pelos dois métodos de análise utilizados, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais) ter sido titulado como ácido volátil na análise titulométrica. Além disso, é possível observar, a partir da Figura 5.24, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se em torno de 7,0, conforme se observa na Figura 5.25.

Nas Figuras 5.26 e 5.27 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e de gás carbônico obtidos ao longo do 83º ciclo, sendo os valores experimentais apresentados no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 85% metano (CH₄) e 15% gás carbônico (CO₂).

A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

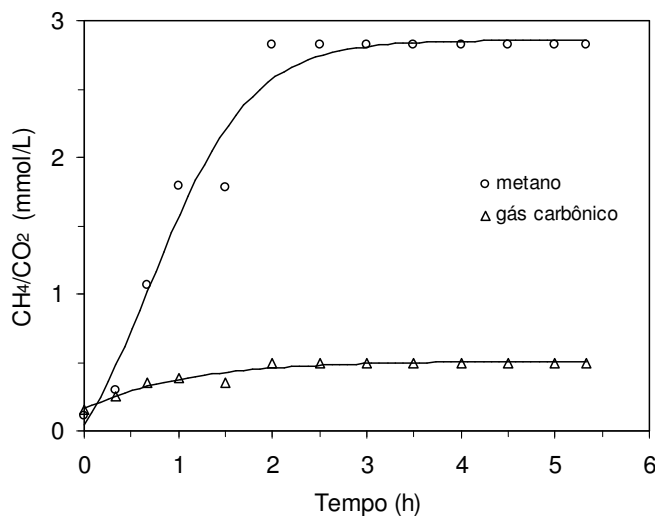


Figura 5.26 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

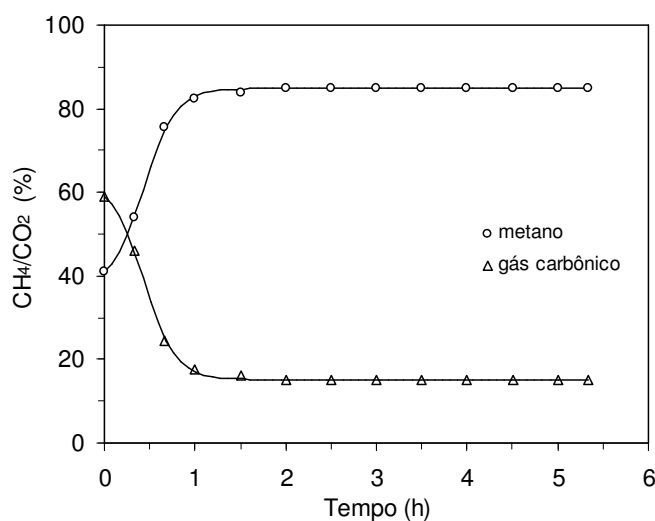


Figura 5.27 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória, apresentando geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis e geração de metano. Com relação ao perfil de concentração de matéria

orgânica ao longo do ciclo, foi possível observar que o aumento na velocidade superficial de recirculação ocasionou uma diminuição no parâmetro cinético de primeira ordem em relação às condições de operação anteriores ($v_s = 5$ m/h e $v_s = 7$ m/h). Desta forma, a partir de 4 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual, cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 87$ mgDQO/L) até o final do ciclo, ou seja, por 2 horas.

A Figura 5.28 apresenta os perfis de concentração de substrato para as condições de operação com velocidade superficial de recirculação de 5, 7 e 10 m/h. A Tabela 5.4 apresenta os valores de concentração inicial de matéria orgânica (C_{S0}), concentração residual de matéria orgânica (C_{SR}), eficiência de remoção de matéria orgânica (ϵ) e o parâmetro cinético aparente (k) obtido do ajuste de um modelo cinético de primeira ordem aos valores experimentais (com o respectivo valor do quadrado do coeficiente de correlação (R^2)) para as operações do ASBR nas diferentes condições.

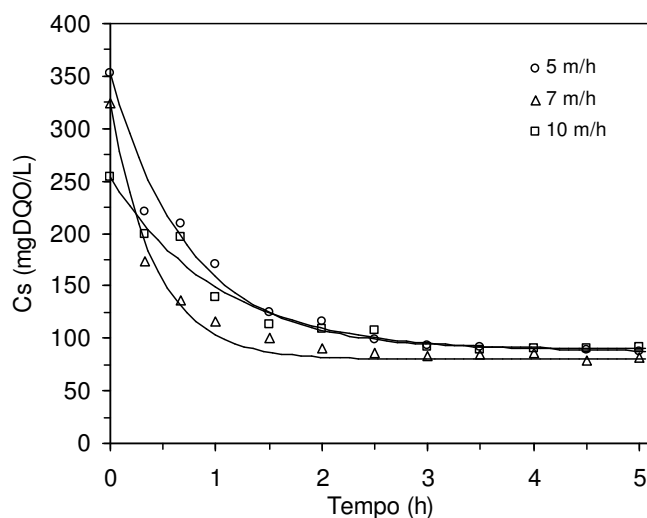


Figura 5.28 – Perfil de concentração de matéria orgânica nas operações com velocidade superficial de recirculação de 5, 7 e 10 m/h

Tabela 5.4 – Resumo dos ensaios realizados

v (m/h)	C _{S0} (mgDQO/L)	C _{SR} (mgDQO/L)	ε (%)	k (h ⁻¹)	R ²
5	352,7	90	83 ± 3	1,35	0,9490
7	324,7	80	85 ± 2	2,36	0,9667
10	254,1	87	84 ± 3	1,00	0,9543

A análise da Tabela 5.4 permite observar que os resultados de eficiência de remoção de matéria orgânica (ε) foram muito próximos, para as diferentes velocidades superficiais de recirculação implementadas no ASBR. O sistema operou de forma estável e eficiente, apresentando eficiência de remoção de aproximadamente de 85%, não havendo acúmulo de ácidos voláteis em nenhum dos casos.

Analisando-se os perfis de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo, na Figura 5.28, observa-se que os valores de concentração residual de matéria orgânica (C_{SR}) foram próximos para as velocidades superficiais do líquido de 5 e 10 m/h. Ainda para estas velocidades, a partir de 4 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual, cujo valor permaneceu aproximadamente constante até o final do ciclo, ou seja, por 2 horas.

Para a velocidade superficial de recirculação de 7 m/h praticamente todo o substrato foi consumido até aproximadamente 2 horas a partir do início do ciclo. Esta condição foi a que apresentou o melhor valor do parâmetro cinético de primeira ordem. Dessa forma, para a concentração de afluente de 500 mgDQO/L, o tempo total de ciclo poderá ser diminuído para 2 horas, para a velocidade superficial de recirculação de 7 m/h, e para 4 horas para as demais condições. Vale destacar que tal diminuição no tempo de ciclo poderá evitar prejuízos aos microrganismos devido à permanência em condição de baixa concentração de substrato disponível durante parte do ciclo, o que para uma operação mais prolongada poderá ser significativa. Além disso, a diminuição do tempo de ciclo é um aspecto importante quanto à otimização do processo, revelado pela análise dos resultados obtidos do ASBR com recirculação da fase líquida.

A avaliação da influência da velocidade superficial de recirculação no ASBR mostrou a ocorrência de uma velocidade superficial de recirculação ótima de 7 m/h, abaixo da qual o sistema pode estar limitado por transferência de massa e acima da qual pode haver uma diminuição na atividade biológica pelo excesso de cisalhamento causado pela velocidade superficial de recirculação elevada.

As Figuras 5.29 e 5.30 apresentam os perfis de concentração de ácidos voláteis

totais e de alcalinidade a bicarbonato para as condições de operação com velocidade superficial de recirculação de 5, 7 e 10 m/h, respectivamente.

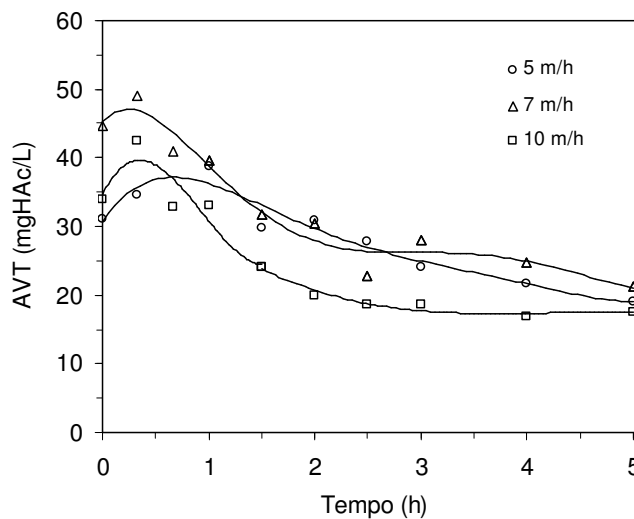


Figura 5.29 – Perfis de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) nas operações com velocidade superficial de recirculação de 5, 7 e 10 m/h

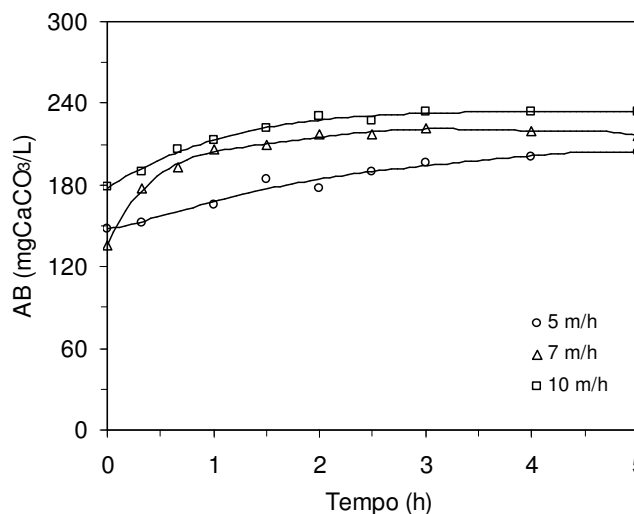


Figura 5.30 – Perfis de alcalinidade a bicarbonato (AB) nas operações com velocidade superficial de recirculação de 5, 7 e 10 m/h

Com relação aos perfis de concentração de ácidos voláteis totais, é possível observar que para as condições de 7 e 10 m/h, até aproximadamente 30 minutos do início do ciclo, houve aumento de concentração devido a acidogênese. Após este

período, os mesmos foram consumidos na metanogênese. Para a operação a 5 m/h, o período de formação destes compostos foi de aproximadamente 60 minutos, a partir do início do ciclo. Após este período, o comportamento foi semelhante aos das demais condições, sendo a concentração no final do ciclo próxima a 20 mgHAc/L. Com relação à alcalinidade a bicarbonato, observa-se que houve geração praticamente durante todo o ciclo.

Uma vez definida a velocidade superficial mais apropriada para a operação do ASBR com recirculação da fase líquida, aumentou-se a concentração da água residuária sintética para 1000 e 1500 mgDQO/L, sendo os resultados apresentados a seguir.

5.4. Operação com Concentração de 1000 mgDQO/L

Nesta condição, aumentou-se a concentração do afluente para 1000 mgDQO/L e o sistema foi operado, em batelada seqüencial, com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h durante 49 dias (196 ciclos). Os resultados desta operação são mostrados na Tabela 5.5, e nas Figuras 5.31 e 5.32. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.5 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

Parâmetro	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	981 ± 37 (23)	267 ± 33 (17)
ε _T (%)	-	73 ± 3 (17)
C _{SS} (mgDQO/L)	-	205 ± 41 (17)
ε _S (%)	-	79 ± 4 (17)
AVT (mgHAc/L)	70 ± 16 (16)	43 ± 12 (12)
AB (mgCaCO ₃ /L)	246 ± 35 (16)	382 ± 36 (12)
AI/AP	0,5 ± 0,2 (16)	0,5 ± 0,2 (12)
pH	8,8 ± 0,6 (16)	7,5 ± 0,1 (12)
Volume (L)	1,34 ± 0,01 (20)	1,34 ± 0,01 (20)
ST (mg/L)	1875 ± 74 (5)	1305 ± 60 (5)
SVT (mg/L)	1030 ± 112 (5)	466 ± 85 (5)
SST (mg/L)	40 ± 11 (5)	46 ± 9 (5)
SSV (mg/L)	30 ± 8 (5)	35 ± 8 (5)
v _s (m/h)	7,16 ± 0,24 (7)	

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras realizadas

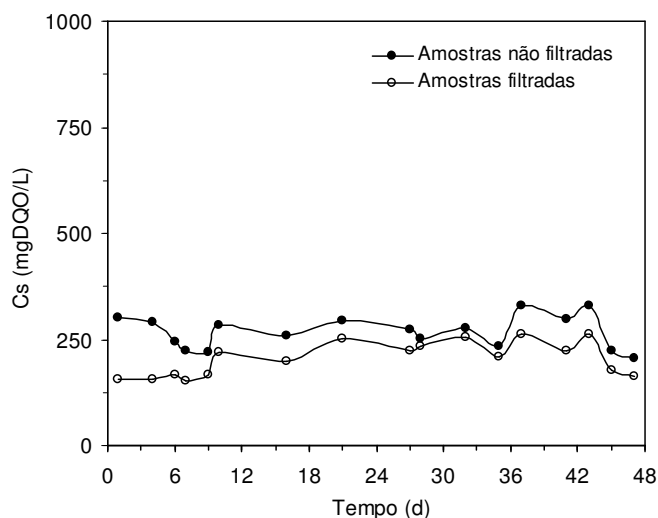


Figura 5.31 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

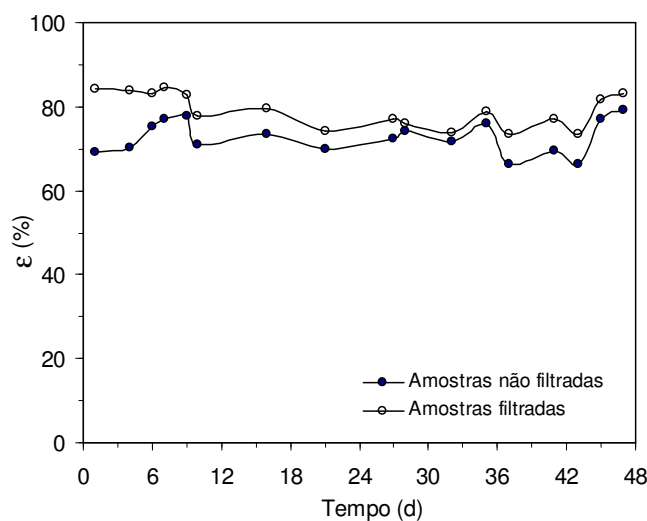


Figura 5.32 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

A análise da Tabela 5.5 e da Figura 5.32 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica ($\epsilon_S = 79 \pm 4\%$) foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e às concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixas. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente. Além disso, os valores da concentração dos

ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema. Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.4.1. Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Concentração de 1000 mgDQO/L

A Figura 5.33 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 1000 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a $30 \pm 1^\circ\text{C}$. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais de concentração de matéria orgânica obtidos no 166º e 174º ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $1,14 \text{ h}^{-1}$, sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a 699,5 mgDQO/L (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s) e o da concentração residual de matéria orgânica C_{SR} igual a 298 mgDQO/L. O valor do fator R^2 foi igual a 0,9239 para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais e intermediários, de alcalinidade a bicarbonato e de pH são mostrados nas Figuras 5.34 a 5.37. Os valores experimentais, obtidos em duplicata, ao longo do 146º e 170º ciclos, para a concentração de ácidos voláteis totais, alcalinidade a bicarbonato e pH são apresentados no Anexo III. O Anexo III apresenta, também, os valores experimentais médios da concentração de ácidos voláteis intermediários obtidos ao longo do 166º e 174º ciclos.

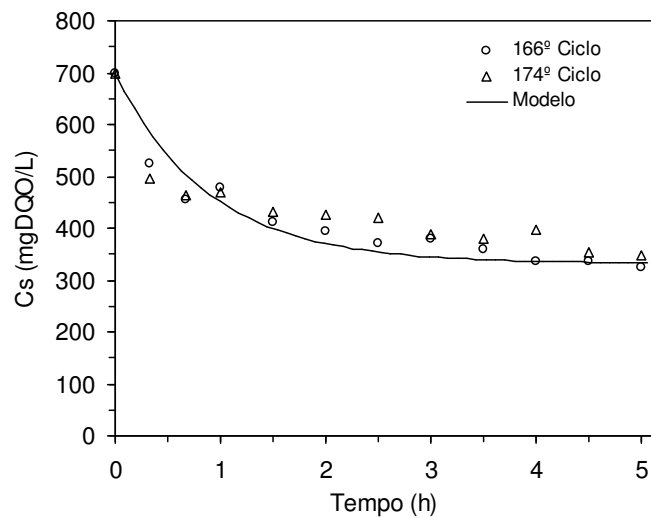


Figura 5.33 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação de 1000mgDQO/L

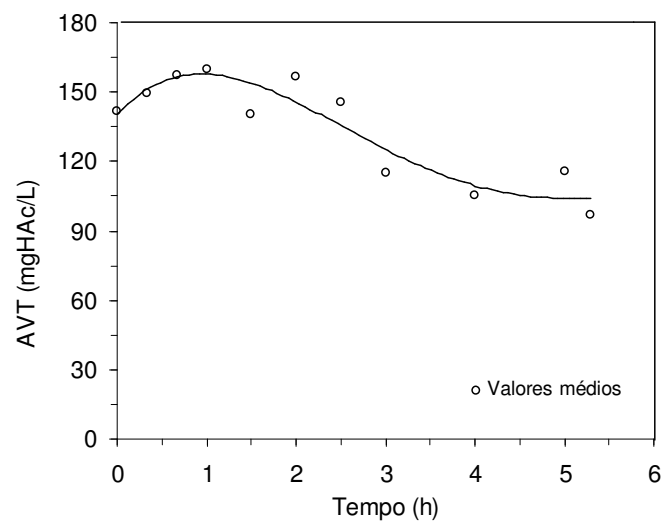


Figura 5.34 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

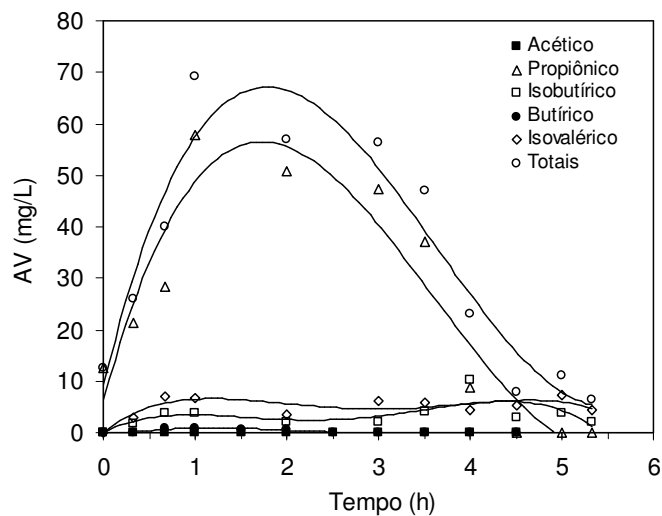


Figura 5.35 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

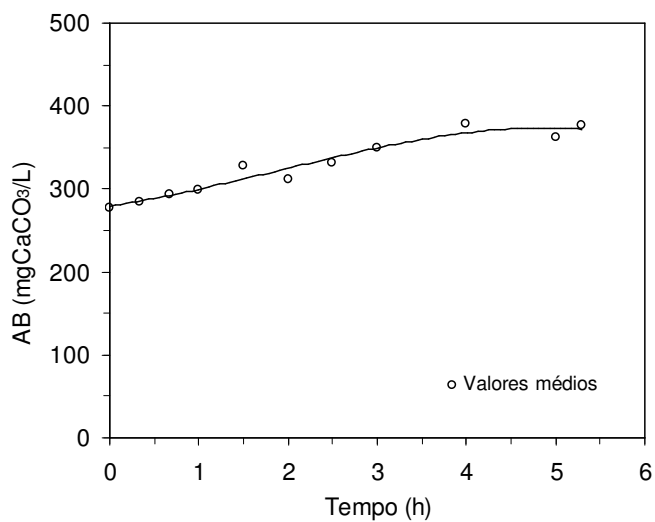


Figura 5.36 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

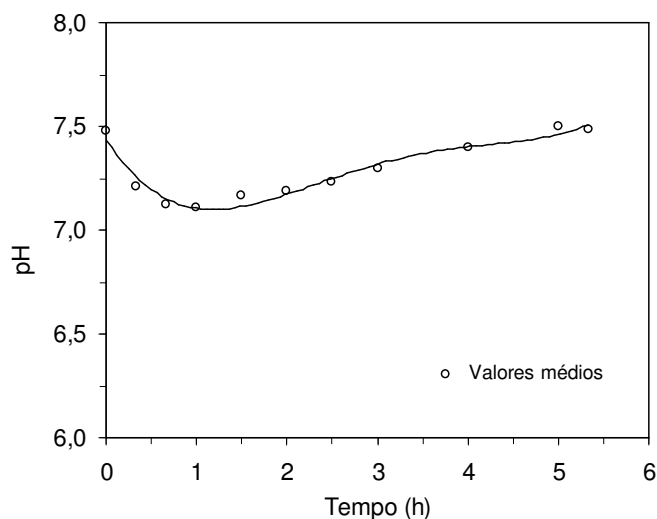


Figura 5.37 – Perfil da variação de pH na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

Observa-se, na Figura 5.35, que o valor máximo de AVT obtido por análise cromatográfica ocorreu em 60 minutos a partir do início do ciclo, atingindo o valor de aproximadamente 70 mg/L, enquanto que o valor máximo de AVT obtido por análise titulométrica foi de 159,8 mgHAc/L (Figura 5.34) no mesmo intervalo de tempo. O valor residual médio de AVT foi de 96,6 mgHAc/L, considerando-se a análise titulométrica, e 6,5 mgHAc/L, considerando-se a análise cromatográfica. Provavelmente a diferença de valores nas concentrações máxima e residual de AVT, pelos dois métodos de análise utilizados, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais) ter sido titulado como ácidos voláteis na análise titulométrica, lembrando que o método mais confiável é o da análise cromatográfica. Além disso, é possível observar, a partir da Figura 5.36, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se em torno de 7,0, conforme se observa na Figura 5.37.

Nas Figuras 5.38 e 5.39 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e de gás carbônico obtidos ao longo do 186º ciclo, sendo os valores experimentais apresentados no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 86% metano (CH₄) e 14% gás carbônico (CO₂).

A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

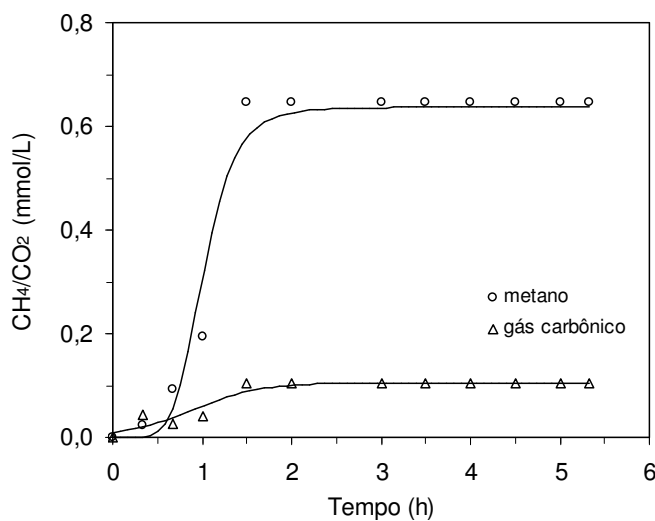


Figura 5.38 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

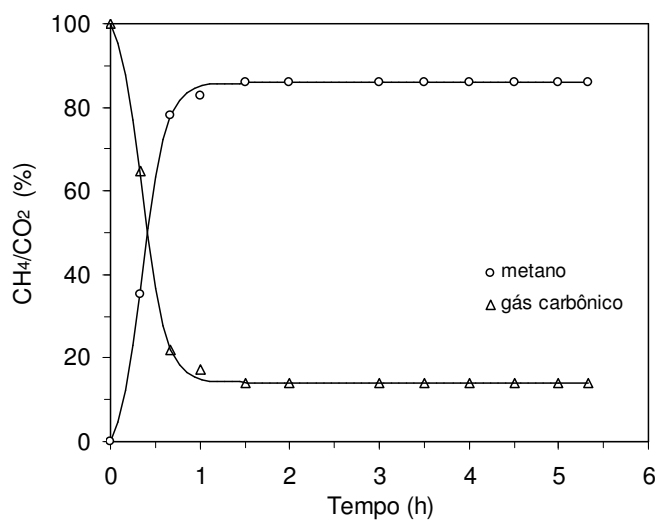


Figura 5.39 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 1000 mgDQO/L

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória apresentando geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis e geração de metano. Com relação ao perfil de concentração de matéria

orgânica ao longo do ciclo, é possível observar que entre 2,5 a 3 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 298$ mgDQO/L) até o final do ciclo.

A seguir aumentou-se a concentração da operação para 1500 mgDQO/L conforme será apresentado a seguir.

5.5. Operação com Concentração de 1500 mgDQO/L

Nesta condição o reator foi operado em batelada seqüencial com concentração de 1500 mgDQO/L, com a velocidade superficial de 7 m/h, em ciclos de 6 horas, durante 32 dias (128 ciclos). Os resultados são mostrados na Tabela 5.6 e nas Figuras 5.40 e 5.41. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e efluente encontram-se no Anexo I e no Anexo II.

Tabela 5.6 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

Parâmetro	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	1453 ± 107 (15)	305 ± 51 (15)
ϵ_T (%)	-	79 ± 4 (15)
C_{SS} (mgDQO/L)	-	261 ± 36 (15)
ϵ_S (%)	-	82 ± 3 (15)
AVT (mgHAc/L)	123 ± 55 (13)	48 ± 14 (12)
AB (mgCaCO ₃ /L)	380 ± 64 (13)	673 ± 67 (12)
AI/AP	0,6 ± 0,3 (13)	0,6 ± 0,2 (12)
pH	8,6 ± 0,7 (13)	7,4 ± 0,1 (12)
Volume (L)	1,33 ± 0,03 (17)	1,33 ± 0,03 (17)
ST (mg/L)	2569 ± 127 (4)	1854 ± 67 (5)
SVT (mg/L)	1303 ± 57 (4)	584 ± 92 (5)
SST (mg/L)	40 ± 9 (4)	38 ± 9 (5)
SSV (mg/L)	19 ± 7 (4)	34 ± 8 (5)
v_s (m/h)	7,13 ± 0,19 (5)	

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras realizadas

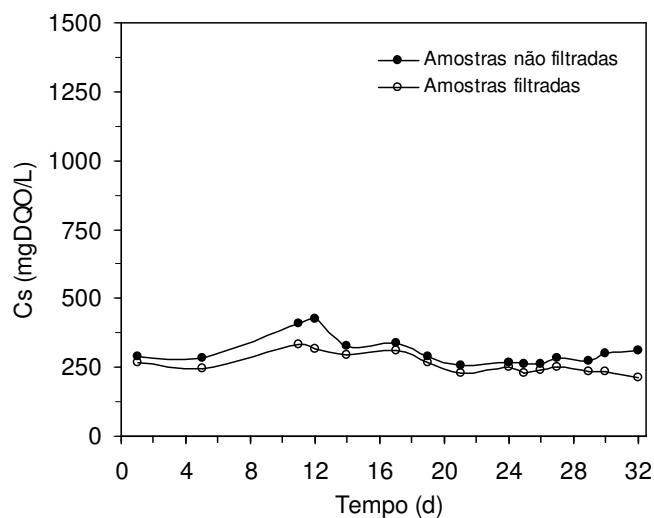


Figura 5.40 – Concentração de matéria orgânica do efluente na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

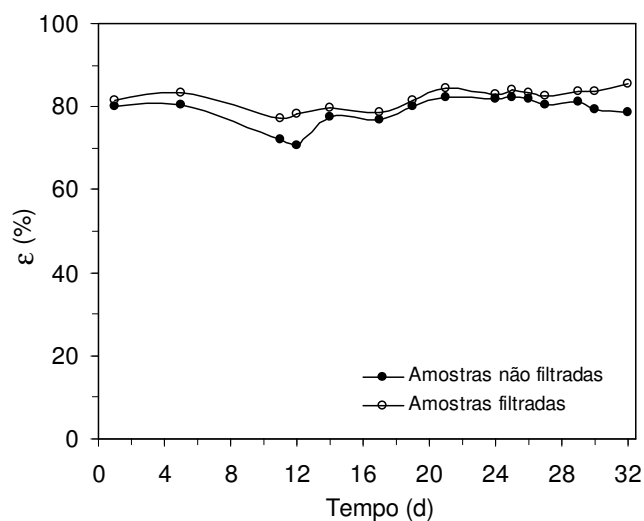


Figura 5.41 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

A análise da Tabela 5.6 e da Figura 5.41 permite verificar que uma eficiência elevada de remoção de matéria orgânica ($\epsilon_S = 82 \pm 3\%$) foi atingida. Pode-se observar também que o sistema apresentou uma boa retenção de sólidos, devido aos valores da concentração de matéria orgânica total e filtrada serem próximos (C_{ST} e C_{SS}) e às concentrações de sólidos suspensos e totais serem baixas. Houve geração de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente, além disso, os valores da concentração dos

ácidos voláteis totais no efluente (AVT) foram baixos e os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional do sistema. Atingida a estabilidade operacional do sistema, avaliada pelas concentrações de matéria orgânica, de ácidos voláteis e de alcalinidade a bicarbonato do efluente no final do ciclo, foi analisado o comportamento do sistema durante um ciclo operacional, por amostragens ao longo de uma batelada conforme mostrado a seguir.

5.5.1. Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Concentração de 1500 mgDQO/L

A Figura 5.42 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica ao longo do ciclo para a operação com concentração de esgoto sintético de 1500 mgDQO/L, ciclo de 6 horas, a $30 \pm 1^\circ\text{C}$. Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais de concentração de matéria orgânica obtidos no 102º e 114º ciclos, considerando-se as amostras filtradas. O valor do parâmetro cinético aparente (k) obtido foi $1,31 \text{ h}^{-1}$ sendo o valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) igual a 1362,7 mgDQO/L (obtido do arredondamento do valor inicial de C_s) e o da concentração residual de matéria orgânica C_{SR} igual a 297 mgDQO/L. O valor do fator R^2 foi igual a 0,9231 para o modelo sugerido, significando uma representabilidade satisfatória dos dados experimentais. Os valores obtidos nos perfis encontram-se no Anexo III.

Os valores médios dos perfis de concentração de ácidos voláteis totais e intermediários, de alcalinidade a bicarbonato e de pH são mostrados nas Figuras 5.43 a 5.46. Os valores experimentais, obtidos em duplicata, ao longo do 106º e 118º ciclos, para a concentração de ácidos voláteis totais, alcalinidade a bicarbonato e pH são apresentados no Anexo III. O Anexo III apresenta, também, os valores experimentais médios da concentração de ácidos voláteis intermediários obtidos ao longo do 102º e 114º ciclos.

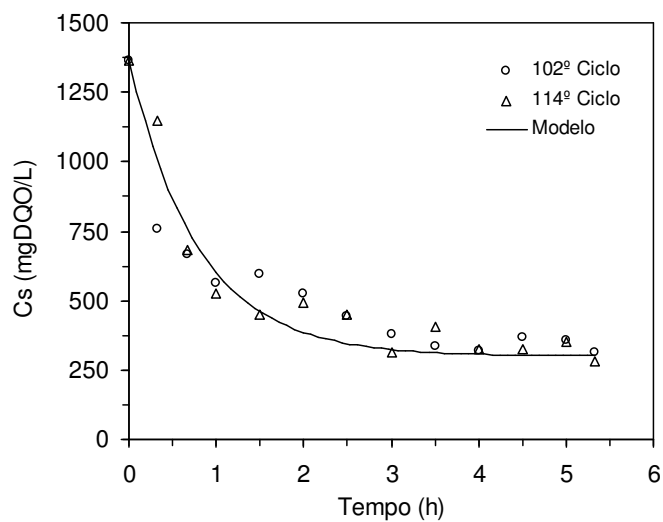


Figura 5.42 – Perfil de concentração de matéria orgânica para operação com concentração de 1500 mgDQO/L

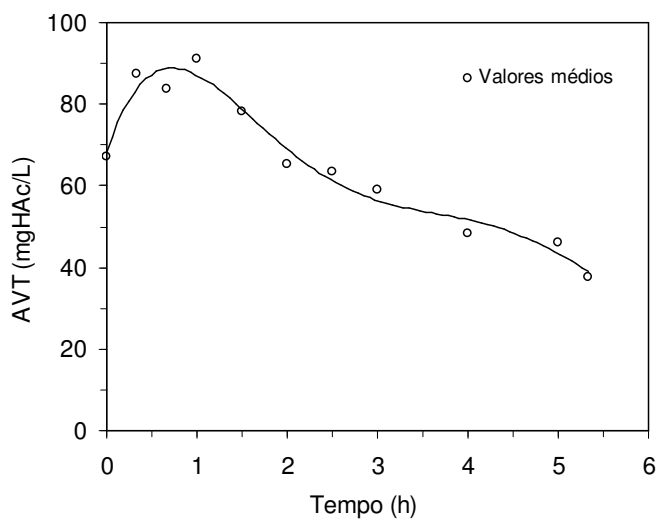


Figura 5.43 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

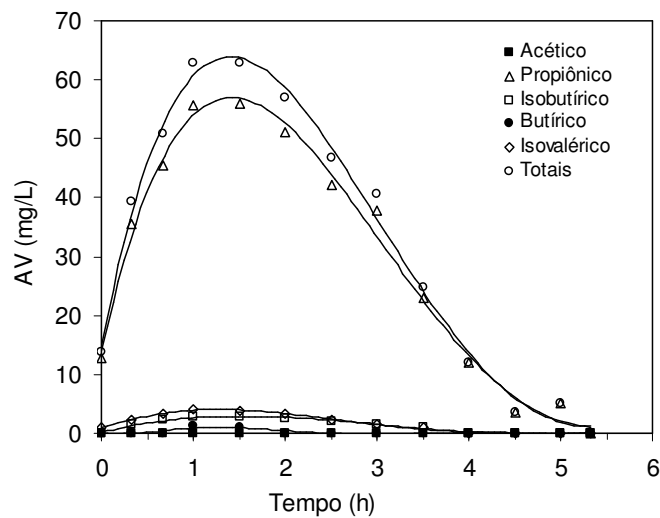


Figura 5.44 – Perfil de concentração de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

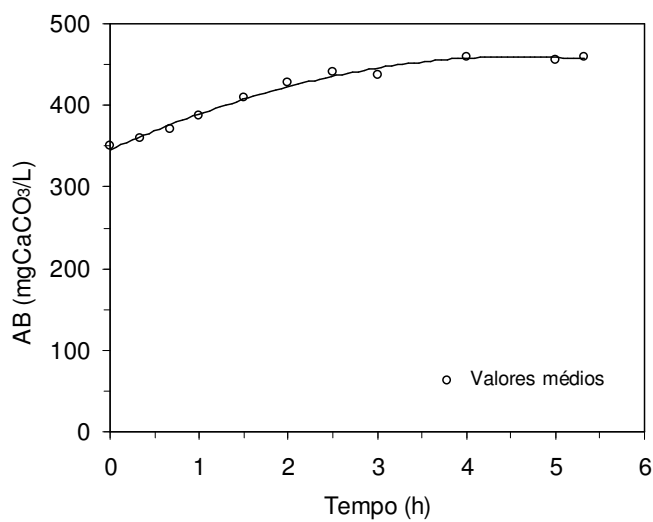


Figura 5.45 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

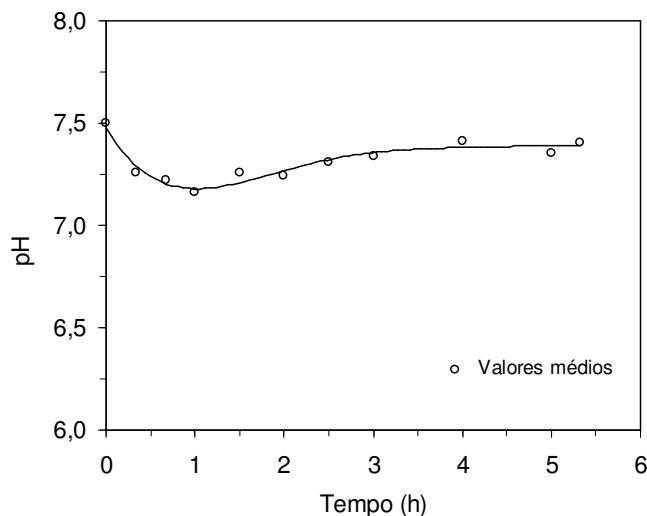


Figura 5.46 – Perfil da variação de pH na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

Observa-se, na Figura 5.44, que o valor máximo de AVT obtido por análise cromatográfica ocorreu em aproximadamente 90 minutos, atingindo o valor de aproximadamente 65 mg/L, enquanto o valor máximo de AVT obtido por análise titulométrica ocorreu em 60 minutos, atingindo o valor de 90 mgHAc/L (Figura 5.43). O valor residual médio de AVT por análise cromatográfica foi de 5,1 mgHAc/L, enquanto que este valor foi de 37,8 mgHAc/L considerando a análise titulométrica. A diferença de valores de concentração residual dos ácidos voláteis, pelos dois métodos de análise utilizados, pode ter sido ocasionada pela não detecção de algum ácido na análise cromatográfica ou por algum composto (como, por exemplo, sais) ter sido titulado como ácidos voláteis na análise titulométrica. Além disso, é possível observar, a partir da Figura 5.45, que houve geração de alcalinidade a bicarbonato durante todo o ciclo de operação. Os valores de pH mantiveram-se em torno de 7,0 conforme se observa na Figura 5.46.

Nas Figuras 5.47 e 5.48 são mostrados os resultados dos perfis de concentração e de fração molar de metano e de gás carbônico obtidos ao longo do 122º ciclo, sendo os valores experimentais apresentados no Anexo III. A composição do biogás gerado no final do ciclo foi de, aproximadamente, 76% metano (CH₄) e 24% gás carbônico (CO₂). A produção de metano pelo sistema indica que as condições impostas foram favoráveis à conversão da matéria orgânica por vias anaeróbias.

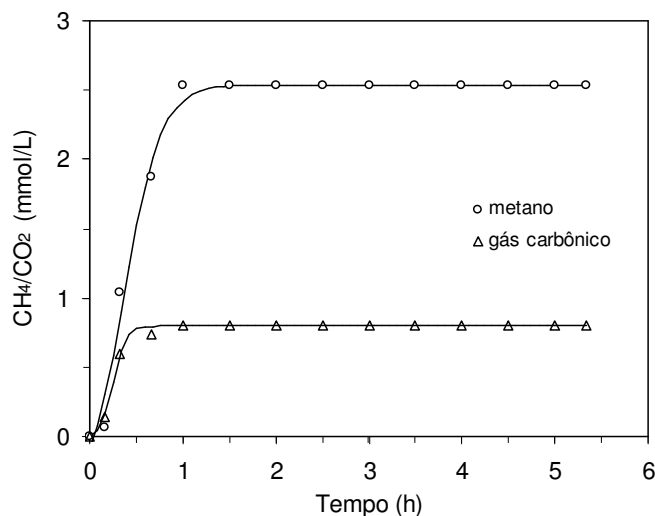


Figura 5.47 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

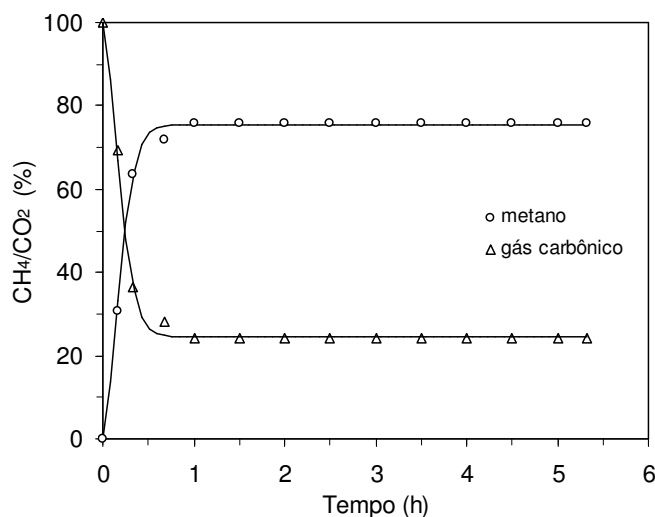


Figura 5.48 – Perfil da fração molar de metano e de gás carbônico na operação com velocidade superficial de recirculação de 1500 mgDQO/L

A partir dos resultados dos perfis, pode-se observar que o sistema comportou-se de maneira satisfatória apresentando geração de alcalinidade, consumo de ácidos voláteis e geração de metano. Desta forma, a partir de 3,0 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual cujo valor permaneceu aproximadamente constante ($C_{SR} = 296$ mgDQO/L) até o final do ciclo, ou seja, por 3,0 horas.

A seguir serão apresentados, em uma mesma figura, os perfis de concentração de matéria orgânica para as condições de 1000 e 1500 mgDQO/L. Desta forma, na Figura 5.49, é possível observar que entre 3 e 3,5 horas do início do ciclo praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual, sugerindo que o ciclo de operação do ASBR poderá ser diminuído.

O valor da concentração residual de substrato foi muito próximo para as condições com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L. Quando comparado com a condição de 500 mgDQO/L e operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h, este valor de concentração residual foi 3,7 vezes superior.

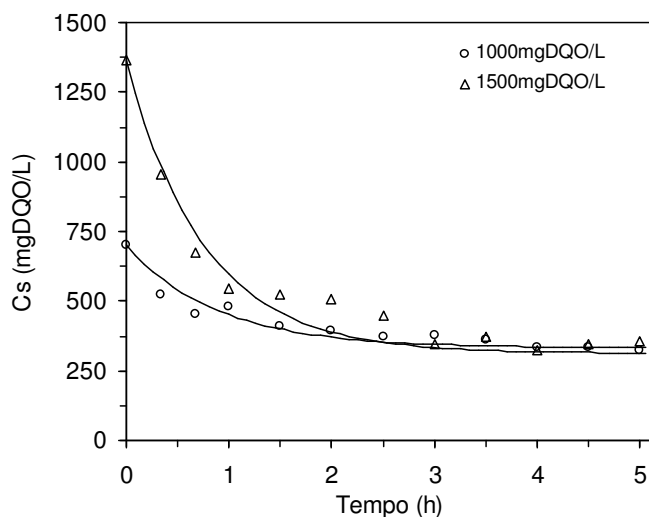


Figura 5.49 – Perfil de concentração de matéria orgânica nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L

Na Figura 5.50 apresenta-se, além dos valores de concentração de ácidos voláteis totais, obtidos pelo método cromatográfico, a concentração de ácido propiônico que foi o ácido encontrado em maior abundância em relação aos demais. Observa-se que houve geração destes ácidos até aproximadamente 90 minutos do início do ciclo, atingindo o valor máximo de aproximadamente 60 mg/L, sendo os mesmos consumidos quase que totalmente até o final do ciclo. Estes perfis podem ser comparados com os obtidos utilizando-se análise titulométrica, os quais são apresentados na Figura 5.51.

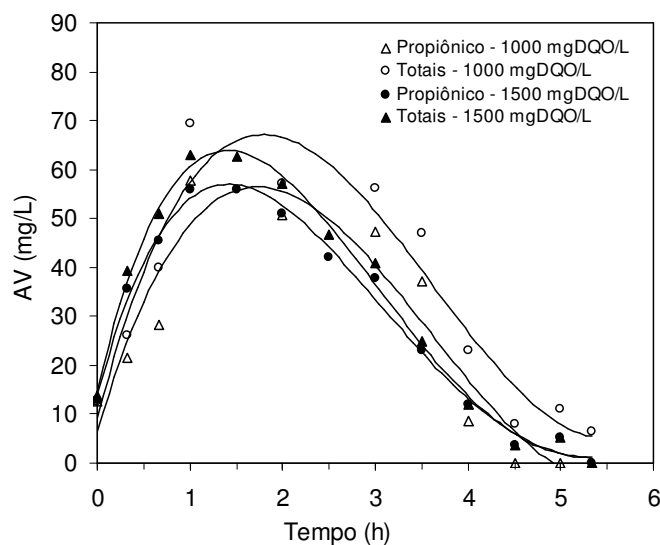


Figura 5.50 – Perfis de concentração de ácidos voláteis intermediários nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L

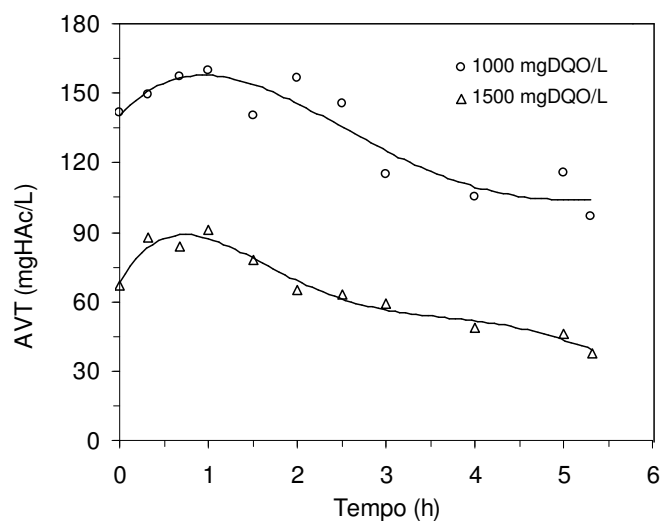


Figura 5.51 – Perfis de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L

As Figuras 5.52 e 5.53 apresentam os perfis de alcalinidade a bicarbonato e de pH ao longo do ciclo, respectivamente, para as condições de operação com 1000 e 1500 mgDQO/L. É possível observar que houve geração de alcalinidade ao longo da batelada. Com relação ao perfil de pH, observa-se que a diminuição dos valores coincidiu com a etapa da formação dos ácidos na acidogênese.

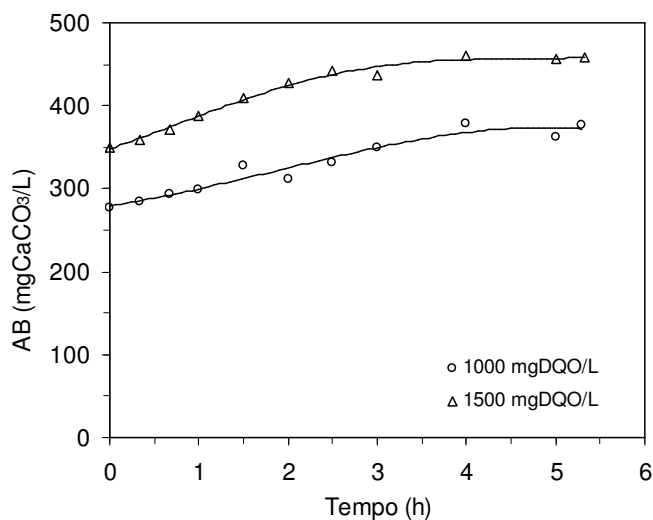


Figura 5.52 – Perfis de alcalinidade a bicarbonato (AB) nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L

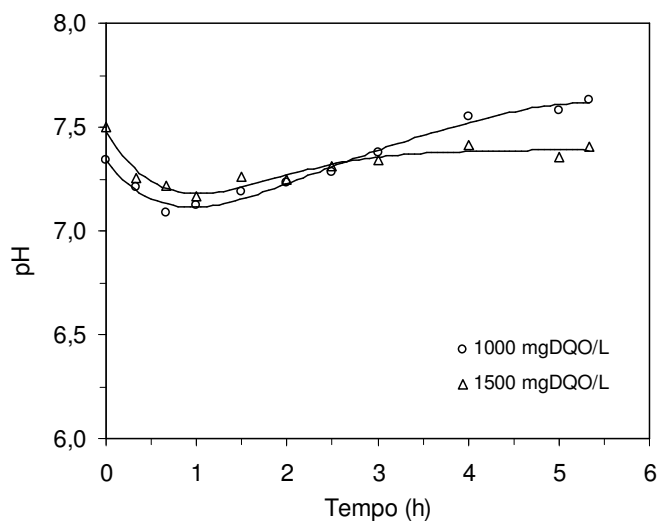


Figura 5.53 – Perfis de variação de pH nas operações com concentração de 1000 e 1500 mgDQO/L

A Tabela 5.7 apresenta os valores de concentração inicial de matéria orgânica (C_{S0}), concentração residual de matéria orgânica (C_{SR}), eficiência de remoção de matéria orgânica (ϵ) e o parâmetro cinético aparente (k) obtido do ajuste de um modelo cinético de primeira ordem aos valores experimentais de concentração de matéria orgânica (com o respectivo valor do quadrado do coeficiente de correlação (R^2)) para a

operação do ASBR nas diferentes velocidades superficiais de recirculação implementadas.

Tabela 5.7 – Resumo dos ensaios realizados

C_S (mgDQO/L)	C_{SO} (mgDQO/L)	C_{SR} (mgDQO/L)	ϵ (%)	k (h^{-1})	R^2
1000	699,5	298	79 ± 4	1,14	0,9239
1500	1363	297	82 ± 3	1,31	0,9231

Observa-se, na Tabela 5.7, que os valores de eficiência de remoção (ϵ), da concentração residual e do parâmetro cinético foram próximos para as concentrações de 1000 e 1500 mgDQO/L. A eficiência de remoção foi muito próxima a da condição com concentração de 500 mgDQO/L. Desta forma observa-se que foi possível operar o ASBR com recirculação da fase líquida de forma estável e eficiente, aumentando-se a concentração de afluente em até 3 vezes em relação a condição inicial.

A Tabela 5.8 apresenta os valores de alguns parâmetros, de diferentes configurações, do reator anaeróbio operado em batelada sequencial, sendo C_{AF} a concentração de matéria orgânica do afluente, t_c o tempo do ciclo de operação, COV a carga orgânica volumétrica, C_{SR} a concentração de matéria orgânica residual, ϵ a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de amostras filtradas, k o parâmetro cinético de primeira ordem, C_x a concentração de biomassa no reator, V o volume total tratado por ciclo, V_R o volume de afluente renovado ou tratado por ciclo.

Comparando-se os resultados relativos às referências [1] e [3] para valores de COV de 1,4 e 1,5 gDQO/L.d, observa-se que a eficiência de remoção e a concentração de matéria orgânica residual são próximos para as duas configurações, ou seja, reator contendo biomassa granulada (ASBR) e imobilizada (ASBBR). Ressalta-se que o ASBR com recirculação utilizou um tempo de ciclo menor (6 horas), e apresenta um parâmetro cinético de primeira ordem aproximadamente 3,3 vezes superior em relação ao sistema utilizado por Siman *et al.* (2004). Para COV de 2,9 gDQO/L.d, observa-se que a eficiência foi muito próxima, tanto para a configuração com recirculação e biomassa granulada (Ref. [1]), quanto para configuração com agitação mecânica e biomassa imobilizada (ASBBR) (Ref. [3]), havendo diferença no parâmetro cinético que foi 1,5 superior no caso do ASBR com recirculação (ciclo de 6 horas). Para valores de COV superiores (3,6 e 5,4 gDQO/L.d), o ASBR com recirculação apresentou

eficiências de remoção de matéria orgânica muito próximas ou superiores, parâmetros cinéticos 1,3 a 2,6 vezes superiores e concentrações residuais de matéria orgânica 1,2 a 2,8 vezes inferiores para um tempo de ciclo menor em relação à configuração com biomassa imobilizada e agitação mecânica (ASBBR).

Tabela 5.8 – Tratamento de água residuária sintética em ASBR com recirculação ou agitação mecânica e ASBBR com agitação mecânica

Reator	C_{AF} (gDQO/L)	t_c (h)	COV (gDQO/L.d)	C_{SR} (mgDQO/L)	ϵ (%)	k (h ⁻¹)	Cx (gSVT/L)	V_R (L)	Ref.
ASBR recirculação V = 1,8 L	0,5	6	1,4	80	85 ± 2	2,36			
	1,0	6	2,9	298	79 ± 4	1,14	10	1,3	[1]
	1,5	6	4,4	297	82 ± 3	1,31			
ASBR Agitação mecânica V = 5 L	0,5	8	0,6	60	88 ± 2	1,10			
	1,0	8	1,2	176	87 ± 2	0,50			
	1,0	12	0,8	143	84 ± 2	0,93	19	2	[2]
	2,0	8	2,4	344	84 ± 2	0,50			
	2,0	12	1,6	363	84 ± 3	0,30			
ASBBR agitação mecânica V = 2 L	0,5	8	1,5	68	88 ± 3	0,71			
	1,0	8	2,9	193	73 ± 6	0,75			
	1,0	12	2,0	124	88 ± 1	0,31	26	2	[3]
	1,5	12	2,8	240	83 ± 1	0,39			
	2,0	8	5,4	820	55 ± 5	0,98			
	2,0	12	3,6	368	81 ± 1	0,50			

Ref. [1] o presente trabalho; [2] Chebel *et al.*, (2005); [3] Siman *et. al.*, (2004)

Comparando-se as configurações do ASBR com recirculação (Ref. [1]) e com agitação mecânica (Ref. [2]) para valores de COV de 1,2 e 1,6 gDQO/L.d, observa-se que as eficiências de remoção foram próximas, porém as concentrações residuais de matéria orgânica foram, respectivamente, 2,2 e 4,5 vezes superiores para o ASBR com agitação mecânica. Além disso, os parâmetros cinéticos (k) foram 4,7 e 7,9 vezes superiores, para o ASBR com recirculação. Salienta-se que, para o ASBR com recirculação, os tempos de ciclo foram, respectivamente, 2 e 6 vezes inferiores àqueles verificados para o ASBR com agitação mecânica.

De um modo geral, verifica-se que o reator em estudo apresentou os melhores

desempenhos para as cargas orgânicas volumétricas avaliadas, quando comparado com os reatores descritos nas Ref. [2] e [3]. Vale ressaltar que este melhor desempenho foi obtido com uma menor concentração de biomassa (10 gSVT/L) em relação aos outros dois sistemas (respectivamente 19 e 26 gSVT/L)

6. CONCLUSÕES

A análise dos resultados obtidos durante a operação do reator permite concluir:

1. O reator anaeróbio operado em batelada seqüencial, contendo biomassa granulada, tratando esgoto sintético com concentração de 500 mgDQO/L, submetido às velocidades superficiais de recirculação de 5, 7 e 10 m/h, apresentou operação estável e eficiência de remoção de 83 a 85%, em termos de amostras filtradas.
2. Com relação aos perfis de concentração de matéria orgânica foi possível observar que, para a velocidade superficial de recirculação de 7 m/h, a partir de 2 horas, do início do ciclo, praticamente todo o substrato foi consumido, restando apenas uma concentração residual, cujo valor permaneceu aproximadamente constante até o final do ciclo. Para as velocidades superficiais de 5 e 10 m/h praticamente todo o substrato foi consumido até aproximadamente 4 horas a partir do início do ciclo. Em todos os casos, o tempo total do ciclo poderá ser diminuído para o tratamento de água residuária sintética com 500 mgDQO/L.
3. O estudo cinético desse sistema permitiu a obtenção dos seguintes parâmetros cinéticos de primeira ordem: 1,35; 2,36 e 1,00 h⁻¹ para velocidades superficiais de recirculação de 5, 7 e 10 m/h, respectivamente. Tal análise mostrou a ocorrência de uma velocidade superficial ótima (7 m/h), abaixo da qual o sistema pode estar limitado por transferência de massa e acima da qual pode haver uma diminuição na atividade biológica pelo excesso de cisalhamento causado pela velocidade superficial de recirculação elevada.
4. A avaliação da influência do aumento da carga orgânica sobre a estabilidade e eficiência do ASBR com recirculação mostrou que é possível operar o sistema de forma estável e eficiente aumentando-se a concentração do afluente em até 3 vezes em relação à condição de 500 mgDQO/L. Para a concentração de 1500 mgDQO/L, a eficiência de remoção de matéria orgânica foi de 82%. Neste

caso, o tempo total do ciclo também poderá ser diminuído para, aproximadamente, 3 a 3,5 horas. A diminuição no tempo de ciclo poderá evitar prejuízos aos microrganismos devido à permanência em condição de baixa concentração de substrato disponível durante parte do ciclo, o que para uma operação mais prolongada poderá ser significativa. Além disso, esta redução é um aspecto importante quanto à otimização do processo.

5. Comparando-se as configurações do ASBR com recirculação e com agitação mecânica para valores de COV de 1,2 a 2,4 gDQO/L.d, o ASBR com recirculação apresentou eficiência de remoção de matéria orgânica semelhante, menor concentração residual de matéria orgânica e maior valor do parâmetro cinético de primeira ordem, além de um tempo de ciclo menor. Comparando-se as configurações do ASBR com recirculação e do ASBBR com agitação mecânica para valores de COV de 1,4 a 5,4 gDQO/L.d, o ASBR com recirculação apresentou eficiência próxima ou maior, valores superiores de parâmetro cinético de primeira ordem e concentração residual de matéria orgânica próxima ou inferior para tempo de ciclo inferior.

7. SUGESTÕES

Considerando-se as conclusões obtidas com os resultados do presente trabalho, algumas sugestões serão listadas para dar continuidade ao estudo.

1. Operar o reator em ciclos de 3 a 3,5 horas, uma vez que os resultados dos perfis de remoção de matéria orgânica indicaram que a partir deste momento a velocidade de reação é praticamente nula. Este procedimento terá o objetivo de verificar se a eficiência e a estabilidade do reator seriam mantidas, melhorando o desempenho global do sistema em vista da redução do tempo de operação necessário.
2. Avaliar a eficiência e estabilidade do ASBR com recirculação da fase líquida para diferentes temperaturas de operação, mantendo-se as cargas orgânicas volumétricas aplicadas neste trabalho.
3. Efetuar alterações na configuração do reator, melhorando a vedação do mesmo e permitindo análises mais precisas do biogás gerado.
4. Avaliar a estratégia de alimentação em batelada alimentada, no ASBR com recirculação da fase líquida, para o tratamento de águas residuárias com cargas orgânicas volumétricas superiores às aplicadas no presente trabalho.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aisse, M.M. e Além Sobrinho, P. (2001). In: *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos*. Chernicharo, C.A.L (coord.). PROSAB, Belo Horizonte, 2: 131-140.
- Angenent, L.T. e Dague, R.R. (1995). A laboratory-scale comparison of the UASB and ASBR processes. In: *50th Purdue Industrial Wastewater Conference Proceedings*. Chelsea, p. 365-377.
- Angenent, L.T.; Sung, S.; Raskin, L. (2001). Mixing intensity in anaerobic sequencing batch reactors affects reactor performance and microbial community structure. In: *Proceedings of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion*. Antuérpia, p. 267-274.
- Aquino, S.F e Chernicharo, C.A.L. (2005). Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, 10: 152-161.
- Batstone, D.J.; Keller, J., Blackall, L.L. (2004). The influence of substrate kinetics on the microbial structure in granular anaerobic biomass. *Water Research*, 38: 1390-1404.
- Bolle W.L., van Breugel J., van Eybergen G.C.; Kossen N.W.F; Zoetemeyer R.J. (1985). Modeling the liquid flow in up-flow anaerobic sludge reactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 28: 1615-1620.
- Brito, A.G.; Rodrigues, A.C.; Melo, F.L. (1997). Feasibility of a pulsed sequencing batch reactor with an anaerobic aggregated biomass for the treatment of low strength wastewaters. *Water Science and Technology*, 35: 193-198.
- Camargo, E.F.M. (2000). *Tratamento anaeróbio de águas residuárias, em batelada, com microrganismos imobilizados e circulação da fase aquosa*. Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, São Carlos-SP.
- Camargo, E.F.M.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Borzani, W. (2002). Treatment of low-strength wastewater using immobilized biomass in a sequencing batch external loop reactor: Influence of the medium superficial velocity on the stability and performance. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 19: 267-275.

- Campos, J.R. (coord.) (1999). *Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo*. PROSAB/ABES, Rio de Janeiro.
- Chebel, F.X.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2006). Performance analysis of an ASBR submitted to increasing organic load with different influent concentration and cycle length. *Journal of Applied Biochemistry and Biotechnology*, 133: 171-187.
- Chernicharo, C.A.L. (1997). *Reatores Anaeróbios. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias*. DESA/UFMG, Belo Horizonte.
- Chernicharo, C.A.L. (coord.) (2001). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos*. PROSAB, Belo Horizonte.
- Costerton, J.W.; Lewandowski, Z.; Caldwell, D.E.; Korber, D.R., Lappin-Scott, H.M. (1995). Microbial biofilms. *Annual Reviews Microbiology*, 49: 711-745.
- Dague, R.R.; Habben, C.E.; Pidaparti, S.R. (1992). Initial studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, 26: 2429-2432.
- Dilallo, R. e Albertson, O.E. (1961) Volatile acids by direct titration. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 3: 356-365.
- Dinsdale, R.M.; Hawkes, F.R.; Hawkes, D.L. (2000). Anaerobic digestion of short chain organic acids in an expanded granular sludge bed reactor. *Water Research*, 34: 2433-2438.
- Droste, R.L. e Massé, D.I. (1995). Anaerobic treatment in sequencing batch reactor. In: *Proceedings of International Symposium on Technology Transfer*. Salvador, p.353-363.
- Dugba, P.N. e Zang, R. (1999). Treatment of dairy wastewater with two-stage anaerobic sequencing batch reactors systems – thermophilic versus mesophilic operations. *Bioresouce Technology*, 68: 225-233.
- Fernandes, L.; Kennedy, K.J.; Ning, Z. (1993). Dynamic modeling of substrate degradation in sequencing batch anaerobic reactors (SBAR). *Water Research*, 27: 1619-1628.
- Foresti, E. (2002). Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. *Water Science and Technology*, 45: 181-186.
- González-Barceló, O.; González-Martínez, S.; Pérez-Ramírez, I.; Pérez-Celaya, Z.; Herrera-Dominguez, J. (2002). Factors influencing the wastewater anaerobic

- fermentation. In: *Proceedings of the VII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion*. Mérida, México, p. 245-248.
- Hulshoff Pol, L.W.; Lopes S.I.C.; Lettinga, G.; Lens P.N.L. (2004). Anaerobic sludge granulation. *Water Research*, 38: 1376-1389.
- Imai, T.; Ukita, M.; Sekine, M.; Higuchi, T.; Fukagawa, M. (2001). A study on an improved circulation method in UASB reactor for high loading operation and effective use of its alkalinity. In: *Proceedings of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion*, Antuérpia-Bélgica, p. 699-704.
- Jeison, D. e Chamy; R. (1999). Compararison of behaviour of expanded granular sludge bed (EGSB) and upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors in dilute and concentrated wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 40: 91-97.
- Jia, X.; S, Furumai H.; Fang, H.H.P. (1996). Yields of biomass and extracellular polymers in four anaerobic sludges. *Environmental Technology*, 17: 283-291.
- Kato, M.T.; Field, J.A.; Kleerebezem, R.; Lettinga G. (1994). Treatment of low strength soluble wasterwaters in UASB reactors. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 77: 679-686.
- Kato, M.T.; Field, J.A; Lettinga G. (1997). The anaerobic treatment of low strength wastewaters in UASB and EGSB reactors. *Water Science and Technology*, 36: 375-382.
- Kato, M.T.; Florencio, L.; Arantes, R.F.M. (2001). In: *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos*. Chernicharo, C.A.L. (coord.). PROSAB, Belo Horizonte, 2: 165-184.
- Kennedy, K.J.; Sanches, W.A.; Hamoda, M.F.; .Droste R.L. (1991).Performance of anaerobic sludge blanket sequencing batch reactors. *Research Journal of Water Pollution Control Federation*, 63: 75-83.
- Lettinga, G. e Hulshoff Pol, L.W. (1988) UASB-Process design for various types of wastewater. *Water Research*, 22: 171-177.
- Lettinga, G.; van Velsen, A.F.M.; Hobma, S.W.; de Zeeuw, W.; Klapwijk, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, 22: 699-734.
- Liu, Y. e Tay, J.H. (2004). State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. *Biotechnology Advances*, 22: 533-563.

- Liu, Y.; Xu, H.L.; Show, K.Y.; Tay, J.H. (2002). Anaerobic granulation technology for wastewater treatment. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, 18: 99-113.
- Mahmoud, N.; Zeeman, G.; Gijzen, H.; Lettinga, G. (2003). Solids removal in upflow anaerobic reactors, a review. *Bioresource Technology*, 90: 1-9.
- Massé, D.I. e Masse, L. (2000). The effect of temperature on slaughterhouse wastewater treatment in anaerobic sequencing batch reactors. *Bioresource Technology*, 76: 91-98.
- Metcalf e Eddy Inc. (2003). *Wastewater engineering treatment disposal and reuse*. 4th Edition. McGraw-Hill, USA.
- Michelan, R. (2006). *Influência do tipo de impelidor sobre o desempenho do reator anaeróbico em batelada seqüencial com biomassa granulada tratando esgoto sintético*. Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, São Carlos-SP.
- Miranda, L.A.S.; Henriques, J.A.P.; Monteggia, L.O.; (2005). A full-scale UASB reactor for treatment of pig and cattle slaughterhouse wastewater with a high oil and grease content. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 22: 601-610.
- Moraes, E.M.; Adorno, M.A.T.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2000) Determinação de ácidos voláteis totais por cromatografia gasosa em efluentes de reatores anaeróbios tratando resíduos líquidos e sólidos. In: *Proceedings of the 6th Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*, Recife-PE, Brasil, p. 235-238.
- Nadais, H.; Capela, I.; Arroja, L.; Duarte, A. (2000). Effects of organic, hydraulic and fats shocks on the performance of UASB reactors with intermittent operation. In: *Proceedings of the 6th Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*, Recife-PE, Brasil, p. 75-82.
- Ndon, U.J. e Dague, R.R. (1997). Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactor treatment of low-strength wastewater. *Water Research*, 31: 2455-2466.
- O'Flaherty, V.; Collins, G.; Mahony, T. (2006). The microbiology and biochemistry of anaerobic bioreactors with relevance to domestic sewage treatment *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 5: 39-55.

- Oliveira, R.A. e Foresti, E. (2004). Balanço de massa de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. *Engenharia Agrícola*, 24: 807-820.
- Paula Jr., D.R. e Foresti, E. (1992). Kinetic studies on a UASB reactor subjected to increasing COD concentration. *Water Science and Technology*, 25: 103-111.
- Pereira-Ramirez, O.; Quadro, M.S.; Antunes, R.M.; Koetz, P.R. (2004). Influence of recirculation flow and alkalinity on the performance of an UASB reactor on piggy slurry treatment. *Revista Brasileira de Agrociência*, 10: 103-110.
- Pinho, S.C., Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Foresti, E.; Zaiat, M. (2004). Influence of the agitation rate on the treatment of partially soluble wastewater in anaerobic sequencing batch biofilm reactor. *Water Research*, 38: 4117-4124.
- Pol, L.W.H.; Lopes, S.I.C.; Lettinga, G.; Lens, P.N.L.; (2004). Anaerobic sludge granulation. *Water Research*, 38: 1376-1389.
- Ramos, A.C.T.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. (2003). Mass transfer improvement on the performance of a fixed-bed anaerobic sequencing batch reactor with external liquid phase circulation. *Journal of Science and Technology of the Americas*, 28: 214-219.
- Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Camargo, E.F.M.; Zaiat, M.; Borzani, W. (2001). Influence of agitation rate on the performance of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass. *Water Science and Technology*, 44: 305-312.
- Rebac, S.; van Lier, J.B.; Lens, P.; Stams A.J.M.; Dekkers, F.; Swinkels, K.T.M. e Lettinga, G. (1999). Psychrophilic anaerobic treatment of low strength wasterwaters. *Water Science and Technology*, 39: 203-210.
- Reyes III, F.L. e Dague, R.R. (1995). Effects of initial seed concentration on the startup of the anaerobic sequencing batch reactor. In. *Proceedings of the 50th Purdue Industrial Waste Conference*, Chelsea-EUA, p. 449-459.
- Ripley, L.E.; Boyle, W.C.; Converse, J.C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digester of high-strength wastes. *Journal Water Pollution Control Federation*, 58: 406-411.
- Rodrigues, J.A.D.; Pinto, A.G.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Gedraite, R. (2004). Enhancement of the performance of an anaerobic sequencing batch reactor treating

- low-strength wastewater through implementation of a variable stirring rate program. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 21: 423-434.
- Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei S.M.; Camargo ; E.F.M.; Zaiat, M. (2003). Influence of agitation rate on the performance of an anaerobic sequencing batch reactor containing granulated biomass treating low-strength wastewater. *Advances in Environmental Research*, 7: 405-410.
- Rodríguez, E.; Meraz R.M.; Macarie, H.; Monroy, O. (2001). Effects of the upflow liquid velocity on the granular sludge of an EGSB reactor. In: *Proceedings of the 10th World Congress on Anaerobic Digestion*, Montreal-Canadá, 2: 579-581.
- Ruiz, C.; Torrijos, M.; Sousbie, P.; Martinez, J.L.; Moletta, R. (2001). The anaerobic SBR process: basic principles for design and automation. *Water Science and Technology*, 43: 201-208.
- Ruiz, I.; Soto, M.; Veiga, M.C.; Ligeró, P.; Vega, A., Blázquez. R. (1998). Performance of and biomass characterization in a UASB reactor treating domestic waste water at ambient temperature. *Water S.A*, 24: 215-222.
- Schellinkhout, A.; Chávez, C.; Julio C. (1992). Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment. *Water Science and Technology*, 25: 159-166.
- Siman R.R., Borges, A.C., Ratusznei, S.M., Rodrigues, J.A.D., Zaiat, M., Foresti, E.; Borzani, W. (2004). Influence of organic load on an anaerobic sequencing biofilm batch reactor (ASBBR) as a function of cycle period and wastewater concentration. *Journal of Environmental Management*, 72: 241-247.
- Speece, R.E. (1996) *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*. Archae Press, USA.
- Sperling, M.V. (1996) *Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos*. DESA/UFMG, Belo Horizonte.
- Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (1995). APHA, AWWA, WPCF. Washington D.C., American Public Health Association. 19th edition.
- Sung, S. e Dague, R.R. (1995). Laboratory studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Environmental Research*, 67: 294-301.
- Timur, H. e Östürk, I. (1999). Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate. *Water Research*, 33: 3225-3230.
- Torres, P. (1992). *Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgoto sanitário*.

- Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo, São Carlos-SP.
- van Haandel, A.; Kato, M.T.; Cavalcanti, P.F.F; Florencio, L. (2006). Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. *Environmental Science and Bio/Technology*, 5: 21-38.
- van Haandel, A.C. e Lettinga, G. (1994). *Tratamento anaeróbico de esgotos. Um manual para regiões de clima quente*. EPGRAF, Campina Grande, PB, 232p.
- Vazoller, R.F.; Manfio, G.P.; Canhos, V.P. (1999). Diversidade do domínio Archae. In: *Biodiversidade no estado de São Paulo, Brasil. Volume 1: Microrganismos e vírus*. Canhos, V.P.; Vazoller, R.F. (eds.) FAPESP, São Paulo, pp.15-24.
- Veronez, R.G.; Orra, A.A.; Ribeiro, R.; Zaiat, M.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D. (2005). A simplified analysis of granule behavior in ASBR and UASB reactors treating low-strength wastewater. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 22: 361-369.
- Vieira, S.M.M. e Garcia Jr, A.D. (1992) Sewage Treatment by UASB-Reactor. Operation results and recommendations for design and utilization. *Water Science Technology*, 25: 143-157.
- Wirtz R.A. e Dague, R.R. (1996). Enhancement of granulation and start-up in the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Environmental Research*, 68: 883-892.
- Zaiat, M.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Camargo, E.F.M.; Borzani, W. (2001). Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatment: A developing technology. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 55: 29-35.
- Zhang, R.; Yin, Y.; Sung, S.; Dague, R.R. (1996). Anaerobic treatment of swine waste by the anaerobic sequencing batch reactor. In: *51st Purdue Industrial Wastewater Conference Proceedings*, Ann Arbor Press, Chelsea, Michigan, p. 315-320.
- Zhang, T. e Fang, H.H.P. (2001). Quantification of extracellular polymeric substances in biofilmes by confocal laser scanning microscopy. *Biotechnology Letters*, 23: 405-409.

ANEXOS

ANEXO I
VARIÁVEIS MONITORADAS DA ÁGUA RESIDUÁRIA

(a) Operação do Reator com Velocidade Superficial de Recirculação de 5 m/h

Tabela I.1 – Valores da concentração de substrato (C_{af}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

Meio	C_{af}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	511,4	8,87	127,7	44,3	171,9	0,35	143,2	40,4
2	478,2	8,99	131,9	38,3	170,2	0,29	143,3	37,9
3	476,2	9,03	117,6	37,7	155,3	0,32	155,3	34,9
4	567,5	8,99	128,2	39,9	168,1	0,31	144,2	33,7
5	533,1	8,90	127,0	47,7	174,7	0,38	145,7	40,9
6	494,8	8,88	130,6	39,6	170,2	0,30	152,3	25,2
7	604,9	8,21	109,4	50,3	159,7	0,46	132,8	37,8
8	489,2	8,79	105,5	80,4	185,9	0,76	160,4	35,9
9	-	8,75	109,9	79,7	189,6	0,73	164,4	35,5
10	517,0	8,79	125,6	79,7	187,2	0,63	158,0	41,0
14	477,0	8,83	97,0	61,5	97,0	0,63	73,5	33,1
15	465,6	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:

C_{af} = mgDQO/L

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.2 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
12	946	526	50	54
14	1010	566	58	54

(b) Operação do Reator com Velocidade Superficial de Recirculação de 7 m/h**Tabela I.3** – Valores da concentração de substrato (C_{af}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade de superficial de recirculação de 7 m/h

Meio	C_{af}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	483,7	9,09	112,4	66,6	179,0	0,59	147,7	44,0
2	487,3	8,91	125,7	46,9	172,6	0,37	142,6	42,2
3	548,2	9,47	106,5	60,2	166,7	0,57	132,2	48,6
4	501,6	9,34	128,7	44,4	173,0	0,34	134,0	55,0
8	476,1	9,42	136,1	45,1	181,2	0,33	110,6	99,4
9	487,1	9,13	122,5	47,6	170,1	0,39	90,8	111,6
10	462,7	9,04	96,4	57,5	154,0	0,60	135,1	26,6
13	454,0	-	-	-	-	-	-	-
14	459,5	-	-	-	-	-	-	-
15	476,3	-	-	-	-	-	-	-
16	479,3	-	-	-	-	-	-	-
17	494,2	-	-	-	-	-	-	-
18	494,2	8,43	58,3	53,2	111,5	0,91	99,8	16,5
19	492,2	-	-	-	-	-	-	-
20	505,9	-	-	-	-	-	-	-
21	494,0	-	-	-	-	-	-	-
22	529,3	-	-	-	-	-	-	-
23	552,4	-	-	-	-	-	-	-
24	567,8	-	-	-	-	-	-	-
25	492,2	8,80	115,6	35,6	151,2	0,31	123,8	38,5
26	510,7	8,86	100,6	44,8	145,5	0,45	118,6	37,9

Unidades:

 C_{af} = mgDQO/LAP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.4 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
8	1008	566	10	12
16	892	470	10	12
19	948	514	16	28
24	1040	624	20	20

(c) Operação do Reator com Velocidade Superficial de Recirculação de 10 m/h**Tabela I.5** – Valores da concentração de substrato (C_{af}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Meio	C_{af}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	480,0	-	-	-	-	-	-	-
2	465,7	-	-	-	-	-	-	-
3	436,8	8,92	93,1	56,6	149,7	0,61	128,9	29,3
4	480,8	8,51	91,1	48,1	139,2	0,53	120,0	27,0
5	520,2	8,96	99,2	50,5	149,6	0,51	127,1	31,7
6	485,6	8,27	91,3	58,6	150,0	0,64	124,8	35,4
7	582,6	-	-	-	-	-	-	-
8	526,5	-	-	-	-	-	-	-
9	516,9	8,99	136,4	37,2	173,6	0,27	151,2	31,7
10	506,1	9,09	102,6	58,6	161,2	0,57	131,1	42,4
11	508,3	9,09	122,9	37,2	160,1	0,30	137,2	32,3
12	506,6	8,86	102,6	56,4	159,0	0,55	124,5	48,5
13	497,2	8,93	130,8	36,1	166,9	0,28	141,4	35,9
14	647,7	8,27	103,7	60,9	164,6	0,59	123,6	57,8

Unidades:

 C_{af} = mgDQO/LAP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.6 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
2	1050	514	26	22
11	1038	568	28	18
13	1010	574	30	12

(d) Operação do Reator com Concentração de 1000 mgDQO/L**Tabela I.7** – Valores da concentração de substrato (C_{af}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

Meio	C_{af}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	655,4	8,05	241,7	73,3	315,0	0,30	283,1	45,0
2	996,5	8,71	278,1	78,0	356,1	0,28	319,7	51,3
3	892,4	9,29	191,1	70,1	261,2	0,37	261,2	66,0
4	924,6	8,79	195,8	71,5	267,3	0,37	228,7	54,3
5	951,2	-	-	-	-	-	-	-
6	1005,4	-	-	-	-	-	-	-
7	978,2	-	-	-	-	-	-	-
8	976,9	8,46	197,9	75,6	273,5	0,38	209,5	90,2
9	965,5	-	-	-	-	-	-	-
10	966,9	8,76	193,0	87,6	280,6	0,45	230,0	71,3
11	1021,2	9,06	182,1	105,6	287,6	0,58	233,4	76,5
12	976,1	9,10	211,1	94,9	333,5	0,45	290,3	60,9
13	960,7	8,80	206,6	122,4	329,0	0,59	263,6	92,1
14	981,6	6,84	125,0	120,7	245,7	0,97	179,1	93,8
15	1001,8	-	-	-	-	-	-	-
17	989,3	-	-	-	-	-	-	-
18	1034,7	8,79	197,7	87,2	285,0	0,44	239,7	63,8
19	1070,8	9,16	186,1	90,1	276,2	0,48	225,6	71,3
20	950,5	8,88	190,5	85,8	276,2	0,45	209,7	93,8
21	1004,4	9,21	197,7	91,6	289,3	0,46	242,4	66,0
22	950,0	-	-	-	-	-	-	-
23	974,8	-	-	-	-	-	-	-
24	990,2	9,12	197,9	95,5	293,5	0,48	250,9	60,0
25	995,7	9,15	192,4	115,0	307,3	0,60	262,6	63,0

Unidades:

 C_{af} = mgDQO/LAP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.8 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
4	1762	914	32	24
7	1912	1114	44	28
11	1836	908	26	24
18	1932	1144	52	44
23	1932	1072	46	32

(e) Operação do Reator com Concentração de 1500 mgDQO/L**Tabela I.9** – Valores da concentração de substrato (C_{af}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

Meio	C_{af}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	1616,8	7,66	266,8	153,0	419,8	0,57	255,0	232,1
2	1348,2	-	-	-	-	-	-	-
3	1279,8	-	-	-	-	-	-	-
4	1241,7	7,01	192,3	231,5	423,7	1,20	245,9	250,5
5	1467,2	8,83	239,7	201,4	441,1	0,84	381,2	84,3
6	1473,5	8,84	237,7	217,5	455,2	0,92	388,7	93,6
7	1516,5	8,84	298,1	161,1	459,2	0,54	373,6	120,7
8	1552,1	8,89	296,1	137,0	433,0	0,46	366,0	94,4
9	1411,9	8,65	298,1	132,9	431,0	0,45	364,6	93,6
10	1445,3	8,78	353,3	111,9	465,1	0,32	408,8	79,3
11	1417,7	9,17	341,5	147,2	488,7	0,43	428,0	85,5
12	1594,2	9,05	353,3	135,4	488,7	0,38	407,6	114,2
13	1406,8	9,25	400,4	117,8	518,1	0,29	446,9	100,2
14	1498,9	8,93	388,6	135,4	524,0	0,35	446,8	108,8
15	1527,4	7,23	329,7	194,3	524,0	0,59	423,0	142,2

Unidades:

 C_{af} = mgDQO/LAP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela I.10 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

Meio	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
3	2572	1218	32	26
6	2636	1340	40	20
9	2678	1328	36	20
11	2390	1324	52	10

ANEXO II
VARIÁVEIS MONITORADAS DO EFLUENTE

(a) Operação do Reator com Velocidade Superficial de Recirculação de 5 m/h

Tabela II.1 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade de recirculação de 5 m/h

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
2	80,1	84,3	71,4	86,0	7,51	101,5	28,2	129,7	0,28	115,4	20,2
5	97,8	80,8	90,7	82,2	7,33	100,4	36,1	136,6	0,36	117,7	26,5
7	93,6	81,7	91,0	82,2	7,51	162,1	71,1	233,2	0,44	221,6	16,4
9	93,6	81,7	101,7	80,1	7,28	195,8	64,3	260,0	0,33	238,6	30,2
10	92,7	81,8	93,6	81,7	-	-	-	-	-	-	-
13	101,5	80,1	78,8	84,6	7,24	187,3	71,1	258,3	0,38	238,8	27,4
17	112,3	78,0	94,8	81,4	7,10	146,3	105,9	252,3	0,72	228,8	33,0
22	88,4	82,7	67,1	86,9	82,7	-	-	-	-	-	-
23	107,3	79,0	82,6	83,8	79,0	-	-	-	-	-	-
24	134,5	73,7	94,0	81,6	73,7	-	-	-	-	-	-
27	121,1	76,3	90,8	82,2	76,3	-	-	-	-	-	-

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.2 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
21	620	210	28	32
28	702	286	38	46

Tabela II.3 – Volume descarregado na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

Tempo (dia)	Descarga (L)
6	1,38
7	1,34
9	1,34
10	1,36
13	1,36
17	1,33
20	1,32
21	1,36
22	1,38
23	1,34
24	1,36

(b) Operação do Reator com Velocidade Superficial de Recirculação de 7 m/h

Tabela II.4 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de

7 m/h

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
2	255,3	52,0	127,7	76,0	-	-	-	-	-	-	-
3	-	-	-	-	7,44	144,0	110,9	255,3	0,77	237,3	25,4
4	108,4	79,6	97,6	81,6	7,42	176,6	81,3	257,9	0,46	236,3	30,5
8	108,6	79,6	104,3	80,4	7,49	124,2	65,7	189,9	0,53	174,6	21,6
11	102,6	80,7	90,7	82,9	7,39	124,2	72,8	196,9	0,59	180,4	23,3
12	95,0	82,1	83,5	84,3	7,39	121,7	64,8	186,5	0,53	172,1	20,3
13	112,7	78,8	103,2	80,6	7,37	152,9	87,2	240,1	0,57	216,6	33,0
19	105,5	80,1	93,8	82,3	-	-	-	-	-	-	-
23	91,6	82,8	77,4	85,4	-	-	-	-	-	-	-
25	108,4	79,6	90,9	82,9	-	-	-	-	-	-	-
26	77,9	85,3	64,4	87,9	-	-	-	-	-	-	-
30	104,0	80,4	89,9	83,1	-	-	-	-	-	-	-
31	-	-	-	-	7,23	127,6	132,5	260,0	1,04	234,8	35,6
32	95,5	82,0	86,8	83,7	-	-	-	-	-	-	-
33	120,9	77,2	95,5	82,0	-	-	-	-	-	-	-
34	81,9	84,6	75,3	85,8	-	-	-	-	-	-	-
37	130,3	75,5	83,8	84,2	-	-	-	-	-	-	-
38	90,9	82,9	84,5	84,1	-	-	-	-	-	-	-
40	99,5	81,3	81,2	84,7	7,24	210,8	171,7	382,5	0,81	351,0	44,5
41	-	-	-	-	7,36	245,3	114,5	359,8	0,47	317,7	59,3

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.5 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
17	674	246	24	32
25	596	182	18	32
31	648	196	26	34
38	702	264	24	42
40	744	234	40	26

Tabela II.6 – Volume descarregado na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

Tempo (dia)	Descarga (L)
2	1,20
3	1,36
4	1,35
8	1,32
11	1,30
12	1,36
13	1,36
17	1,34
19	1,36
20	1,37
23	1,34
25	1,33
26	1,33
30	1,33
31	1,34
32	1,33
34	1,35
37	1,34
38	1,34
39	1,36
40	1,34
41	1,34

(c) Operação do Reator com Velocidade Superficial de Recirculação de 10 m/h

Tabela II.7 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
2	109,0	78,0	74,3	85,0	-	-	-	-	-	-	-
3	152,8	69,2	78,4	84,2	-	-	-	-	-	-	-
4	113,8	77,0	91,2	81,6	-	-	-	-	-	-	-
8	97,7	80,3	55,6	88,8	7,44	112,2	104,2	216,3	0,93	201,4	21,0
9	99,6	79,9	74,8	84,9	7,35	108,2	94,2	202,3	0,87	187,1	21,5
11	114,9	76,8	83,0	83,2	7,56	152,2	90,2	242,4	0,59	228,1	20,2
15	120,0	75,8	100,9	79,6	-	-	-	-	-	-	-
16	123,7	75,0	76,6	84,5	7,25	191,7	55,2	246,9	0,29	235,8	15,6
17	116,8	76,4	91,4	81,5	7,96	160,1	89,1	249,2	0,56	233,0	22,7
18	151,7	69,4	82,3	83,4	7,26	193,9	55,2	249,2	0,28	233,9	21,5
19	111,6	77,5	99,7	79,9	7,46	175,9	76,7	252,6	0,44	232,2	28,7
22	96,7	80,5	62,0	87,5	7,76	142,1	95,8	237,9	0,67	214,3	33,3
23	91,8	81,5	75,2	84,8	-	-	-	-	-	-	-
24	120,2	75,7	96,0	80,6	7,36	159,9	109,4	269,3	0,68	246,0	32,8

Unidades:

Tempo = dia

C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L

ϵ_T ; ϵ_S = %

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.8 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
9	716	206	26	16
18	724	244	36	32
23	630	198	30	18

Tabela II.9 – Volume descarregado na operação com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Tempo (dia)	Descarga (L)
2	1,34
3	1,35
4	1,38
8	1,34
9	1,34
10	1,35
11	1,33
15	1,35
16	1,34
17	1,34
18	1,34
19	1,33
22	1,32
23	1,34

(d) Operação do Reator com Concentração de 1000 mgDQO/L**Tabela II.10** – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
2	301,1	69,3	154,6	84,2	7,60	282,6	158,3	440,9	0,56	411,5	41,5
5	291,3	70,3	157,3	84,0	7,52	359,5	92,7	452,2	0,26	430,1	31,2
7	244,3	75,1	165,7	83,1	7,51	325,6	142,5	468,1	0,44	439,5	40,2
8	223,6	77,2	151,6	84,5	7,64	312,9	102,6	415,5	0,33	393,0	31,7
10	219,4	77,6	167,3	82,9	-	-	-	-	-	-	-
11	285,2	70,9	219,2	77,7	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	7,47	276,6	134,7	411,3	0,49	384,1	38,3
17	259,1	73,6	199,0	79,7	-	-	-	-	-	-	-
22	294,3	70,0	251,4	74,4	-	-	-	-	-	-	-
28	272,0	72,3	224,0	77,2	7,38	252,4	154,7	407,1	0,61	383,2	33,7
29	251,9	74,3	235,6	76,0	7,42	273,9	149,9	423,8	0,55	393,9	42,1
33	276,0	71,9	255,8	73,9	7,56	322,8	78,7	401,5	0,24	361,6	56,3
36	235,7	76,0	208,7	78,7	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	7,41	312,9	99,0	411,9	0,32	371,4	57,0
38	330,9	66,3	260,8	73,4	-	-	-	-	-	-	-
42	299,6	69,5	224,0	77,2	-	-	-	-	-	-	-
44	330,9	66,3	261,4	73,3	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	7,57	203,0	145,9	348,9	0,72	317,0	45,0
46	225,0	77,1	177,9	81,9	-	-	-	-	-	-	-
48	205,0	79,1	163,5	83,3	7,50	233,0	164,9	397,9	0,71	373,4	34,5

Unidades:

Tempo = dia

 C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L ϵ_T ; ϵ_S = %AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.11 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
4	1328	446	52	36
7	1398	604	56	46
10	1244	406	46	36
12	1276	392	32	24
22	1278	482	42	34

Tabela II.12 – Volume descarregado na operação com concentração de 1000 mgDQO/L

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	1,34
7	1,35
10	1,34
13	1,34
15	1,35
16	1,35
17	1,35
20	1,35
28	1,35
29	1,34
30	1,33
35	1,34
36	1,34
37	1,31
39	1,33
42	1,32
43	1,32
44	1,34
45	1,33
49	1,31

(e) Operação do Reator com Concentração de 1500 mgDQO/L**Tabela II.13** – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	288,0	80,2	267,8	81,6	-	-	-	-	-	-	-
5	285,1	80,4	244,5	83,2	7,60	400,2	235,4	635,6	0,59	607,2	40,0
11	407,7	71,9	330,7	77,2	7,49	382,5	249,1	631,7	0,65	593,0	54,4
12	426,6	70,6	314,5	78,4	-	-	-	-	-	-	-
14	325,4	77,6	296,2	79,6	7,44	431,0	217,5	648,5	0,50	619,4	41,0
17	336,6	76,8	309,8	78,7	7,31	374,6	284,0	658,6	0,76	610,8	67,3
19	291,2	80,0	269,4	81,5	7,36	374,6	298,1	672,7	0,80	639,8	46,4
21	256,5	82,3	227,3	84,4	7,22	358,5	326,3	684,8	0,91	627,1	81,2
24	265,3	81,7	249,0	82,9	7,29	518,1	212,0	730,1	0,41	705,8	34,2
25	260,6	82,1	230,7	84,1	7,37	465,1	253,2	718,3	0,54	687,4	43,5
26	261,4	82,0	240,5	83,5	7,40	541,7	223,7	765,4	0,41	737,8	38,8
27	283,4	80,5	251,0	82,7	7,40	594,6	164,9	759,5	0,28	731,4	39,6
29	274,4	81,1	235,4	83,8	7,38	482,8	259,1	741,8	0,54	707,1	48,9
30	297,8	79,5	237,0	83,7	7,39	665,3	170,7	836,0	0,26	808,4	38,8
32	309,7	78,7	210,2	85,5	-	-	-	-	-	-	-

Unidades:

Tempo = dia

 C_{ST} ; C_{SS} = mgDQO/L ϵ_T ; ϵ_S = %AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela II.14 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
11	1838	532	46	46
17	1852	570	38	26
24	1786	476	24	34
26	1966	714	34	28
30	1826	630	46	34

Tabela II.15 – Volume descarregado na operação com concentração de 1500 mgDQO/L

Tempo (dia)	Descarga (L)
5	1,38
6	1,34
7	1,34
11	1,36
12	1,36
13	1,22
16	1,33
18	1,32
19	1,36
20	1,30
23	1,33
24	1,34
25	1,34
26	1,34
27	1,34
30	1,31
31	1,31

ANEXO III
VARIÁVEIS MONITORADAS NOS PERFIS AO LONGO DO CICLO

(a) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 5 m/h

Tabela III.1 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	352,6	352,7	352,7	352,7
0,33	218,3	218,3	223,0	223,0
0,67	225,2	225,2	194,4	194,4
1,00	152,9	152,9	187,9	187,9
1,50	111,7	111,7	136,8	136,8
2,00	99,4	99,4	133,1	133,1
2,50	87,9	87,9	108,8	108,8
3,00	83,8	83,8	103,7	103,7
3,50	84,4	84,4	99,1	99,1
4,50	76,0	76,0	102,1	102,1
5,00	72,0	72,0	101,7	101,7
5,33	72,8	72,8	107,4	107,4

Tabela III.2 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) realizados em duplicata na operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,53	102,5	36,3	138,9	0,35	122,0	23,8	7,46	113,1	88,2	201,3	0,78	174,0	38,4
0,33	7,16	103,5	57,3	160,8	0,55	148,3	17,6	7,22	98,7	95,2	193,9	0,96	157,1	51,8
1,00	7,27	120,9	52,0	172,9	0,43	153,3	27,6	7,08	118,2	94,5	212,7	0,80	177,2	50,0
1,50	7,16	117,3	63,6	180,9	0,54	164,3	23,4	7,07	134,7	96,4	231,0	0,72	205,2	36,3
2,00	7,12	126,8	54,3	181,1	0,43	166,6	20,3	7,02	119,1	98,0	217,1	0,82	187,6	41,5
2,50	7,09	145,1	44,5	189,6	0,31	171,2	25,9	7,07	150,7	79,6	230,3	0,53	209,3	29,6
3,00	7,17	141,7	48,6	190,3	0,34	176,5	19,5	7,08	137,0	99,8	236,8	0,73	216,3	28,9
4,00	7,17	105,0	81,7	186,7	0,78	173,7	18,3	7,09	141,6	104,0	245,6	0,73	227,8	25,2
5,00	7,10	115,0	72,1	187,1	0,63	179,1	11,2	7,14	169,0	78,9	248,0	0,47	228,9	26,8
5,33	7,10	118,6	67,0	185,6	0,56	173,1	17,6	6,98	183,6	62,5	246,1	0,34	233,2	18,1

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.3 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h – Valores médios obtidos nos Ensaios 1 e 2

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)					
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Totais
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,33	39,72	0,00	0,00	0,00	0,00	39,72
0,67	12,12	2,28	0,00	0,00	0,00	14,4
1,00	0,00	2,46	0,00	0,00	0,00	2,46
1,50	0,00	3,07	0,00	0,00	0,00	3,07
2,00	0,00	6,62	0,00	0,00	0,00	6,62
2,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
4,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela III.4 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com velocidade superficial de recirculação de 5 m/h – Ensaio 1

Tempo (h)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,000	0,0	100,0
0,33	0,232	0,271	46,2	53,8
1,00	2,234	0,663	77,1	22,9
1,50	4,063	0,847	82,8	17,2
2,00	3,564	0,900	79,8	20,2
2,50	3,969	0,948	80,7	19,3
3,00	3,969	1,001	79,9	20,1
3,50	3,969	0,981	80,2	19,8
4,00	3,969	0,984	80,1	19,9
4,50	3,969	0,937	80,9	19,1
5,00	3,969	0,916	81,2	18,8
5,33	3,969	0,938	80,9	19,1

(b) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 7 m/h

Tabela III.5 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	350,2	324,7	299,2	324,7
0,33	187,0	173,4	160,8	174,5
0,67	128,8	119,4	139,8	151,7
1,00	113,2	105,0	117,7	127,7
1,50	87,6	81,2	109,1	118,4
2,00	92,5	85,8	86,2	93,5
2,50	83,1	77,0	87,3	94,7
3,00	85,7	79,5	79,0	85,7
3,50	85,1	78,9	83,6	90,7
4,00	85,4	79,2	85,0	92,2
4,50	80,1	74,3	78,1	84,8
5,00	83,5	77,4	79,4	86,2
5,33	88,9	82,4	84,4	91,6

Tabela III.6 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) realizados em duplicata na operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,33	96,2	77,0	173,1	0,80	141,4	44,7	7,10	81,7	82,2	163,8	1,01	129,0	49,1
0,33	7,04	107,4	105,4	212,8	0,98	181,3	44,4	6,97	105,3	101,1	206,4	0,96	174,9	44,4
0,67	7,09	135,8	89,5	225,3	0,66	196,1	41,1	7,00	119,3	100,1	219,4	0,84	190,3	40,9
1,00	7,08	130,9	102,3	233,2	0,78	215,8	24,6	6,97	119,3	104,8	224,1	0,88	196,0	39,6
1,50	7,12	138,1	92,6	230,7	0,67	209,1	30,4	6,99	129,5	93,1	222,6	0,72	201,0	30,5
2,00	7,13	136,1	92,1	228,1	0,68	216,8	15,9	7,00	130,5	97,1	227,6	0,74	205,1	31,7
2,50	7,05	126,9	107,4	234,3	0,85	213,9	28,7	7,00	120,8	112,5	233,3	0,93	217,1	22,8
3,00	7,16	139,6	102,3	241,9	0,73	222,1	28,0	7,04	124,5	102,1	226,6	0,82	205,6	29,5
4,00	7,20	159,6	79,3	238,9	0,50	224,7	20,0	7,04	153,9	84,7	238,5	0,55	214,8	33,4
5,00	7,22	148,1	83,4	231,5	0,56	217,3	20,0	7,10	112,3	117,0	229,3	1,04	214,3	21,2

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.7 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h – Ensaio 1

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)					
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Totais
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,33	70,29	16,87	0,00	0,00	0,00	87,16
0,67	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
1,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
4,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela III.8 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com velocidade superficial de recirculação de 7 m/h – Ensaio 1

Tempo (h)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,050	0,0	100,0
0,33	0,207	0,233	47,0	53,0
0,67	0,981	0,321	75,4	24,6
1,00	2,857	0,456	86,2	13,8
1,50	4,509	0,565	88,9	11,1
2,00	4,509	0,565	88,9	11,1
2,50	4,509	0,565	88,9	11,1
3,00	4,509	0,565	88,9	11,1
3,50	4,509	0,565	88,9	11,1
4,00	4,509	0,565	88,9	11,1
4,50	4,509	0,565	88,9	11,1
5,00	4,509	0,565	88,9	11,1
5,33	4,509	0,565	88,9	11,1

(c) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Velocidade Superficial de Recirculação de 10 m/h

Tabela III.9 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	262,1	254,1	246,0	254,1
0,33	216,3	209,7	184,2	190,2
0,67	191,1	185,2	201,5	208,1
1,00	141,2	136,9	136,2	140,7
1,50	116,5	112,9	109,8	113,4
2,00	110,7	107,3	108,5	112,1
2,50	93,6	90,7	119,3	123,2
3,00	89,9	87,1	92,5	95,5
3,50	79,8	77,3	97,2	100,4
4,00	89,8	87,0	90,3	93,3
4,50	88,4	85,7	92,8	95,8
5,00	94,3	91,4	88,6	91,5
5,33	89,5	86,8	97,5	100,7
5,37	82,7	80,2	92,1	95,1

Tabela III.10 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) realizados em duplicata na operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,31	119,9	67,2	187,1	0,56	164,7	31,5	7,29	140,0	78,9	218,9	0,56	193,1	36,3
0,33	7,31	156,6	54,4	211,0	0,35	182,4	40,4	7,25	158,3	70,7	229,0	0,45	197,2	44,7
0,67	7,24	137,9	90,0	227,9	0,65	208,3	27,6	7,30	152,3	78,6	230,9	0,52	203,9	38,0
1,00	7,28	160,7	77,2	237,9	0,48	221,5	23,1	7,25	149,6	84,3	233,9	0,56	203,3	43,1
1,50	7,25	143,9	97,9	241,8	0,68	224,0	24,9	7,30	153,6	82,1	235,8	0,53	219,2	23,3
2,00	7,39	151,2	87,0	238,2	0,58	225,9	17,3	7,33	170,0	81,6	251,5	0,48	235,4	22,7
2,50	7,33	175,9	71,0	246,9	0,40	229,8	12,6	7,50	150,4	91,1	241,5	0,61	224,7	23,6
3,00	7,40	176,2	72,3	248,6	0,41	235,3	18,6	7,41	179,5	70,7	250,2	0,39	232,6	18,5
4,00	7,43	151,2	93,5	244,7	0,62	232,1	17,9	7,45	139,2	106,1	245,3	0,76	234,0	15,9
5,00	7,48	115,8	103,3	219,2	0,89	238,0	16,1	7,52	157,5	81,9	239,3	0,52	230,0	19,1

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.11 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação do reator com velocidade superficial de recirculação de 10 m/h – Valores médios obtidos nos

Ensaio 1 e 2

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)					
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Totais
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,33	0,00	3,18	0,00	0,00	0,00	3,18
0,67	0,00	7,41	0,00	0,00	0,00	7,41
1,00	0,00	3,34	0,00	0,00	0,00	3,34
1,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
4,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela III.12 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com velocidade superficial de recirculação de

10 m/h – Ensaio 1

Tempo (h)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,107	0,154	40,9	59,1
0,33	0,299	0,255	54,0	46,0
0,67	1,067	0,347	75,4	24,6
1,00	1,791	0,385	82,3	17,7
1,50	1,783	0,347	83,7	16,3
2,00	2,822	0,499	85,0	15,0
2,50	2,822	0,499	85,0	15,0
3,00	2,822	0,499	85,0	15,0
3,50	2,822	0,499	85,0	15,0
4,00	2,822	0,499	85,0	15,0
4,50	2,822	0,499	85,0	15,0
5,00	2,822	0,499	85,0	15,0
5,33	2,822	0,499	85,0	15,0

(d) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Concentração de 1000 mgDQO/L**Tabela III.13** – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação do reator com concentração de 1000 mgDQO/L

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	690,3	699,5	708,7	699,5
0,33	546,1	553,4	503,5	497,0
0,67	437,8	443,6	471,1	465,0
1,00	480,8	487,2	474,7	468,5
1,50	384,1	389,2	437,6	431,9
2,00	355,8	360,5	431,9	426,3
2,50	318,9	323,2	425,0	419,5
3,00	364,4	369,3	394,4	389,3
3,50	337,9	342,4	384,1	379,1
4,00	269,8	273,4	402,2	397,0
4,50	314,5	318,7	357,8	353,2
5,00	300,1	304,1	352,0	347,4
5,33	260,2	263,7	337,0	332,6

Tabela III.14 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) realizados em duplicata na operação do reator com concentração de 1000 mgDQO/L

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,34	270,3	158,1	428,4	0,59	294,4	188,7	7,61	202,3	124,5	326,8	0,62	260,1	94,0
0,33	7,21	242,7	170,3	413,1	0,70	293,8	168,0	7,21	215,4	154,4	369,8	0,72	276,6	131,2
0,67	7,09	246,7	178,9	425,6	0,72	292,3	187,7	7,16	201,1	185,5	386,6	0,92	296,1	127,4
1,00	7,12	232,8	195,9	428,7	0,84	300,0	181,3	7,10	218,5	176,8	395,3	0,81	297,1	138,4
1,50	7,19	252,7	194,5	447,2	0,77	324,1	173,3	7,14	220,1	186,8	406,8	0,85	330,4	107,6
2,00	7,23	254,4	187,7	442,1	0,74	322,8	168,0	7,14	204,8	199,2	404,0	0,97	300,7	145,4
2,50	7,28	265,7	187,4	453,1	0,71	337,2	163,3	7,18	228,8	187,4	416,1	0,82	325,4	127,8
3,00	7,38	296,7	144,8	441,5	0,49	379,1	87,9	7,22	232,2	189,2	421,4	0,82	320,6	142,1
4,00	7,55	321,4	156,4	477,8	0,49	414,7	88,9	7,24	270,2	158,7	428,9	0,59	342,9	121,1
5,00	7,58	331,3	127,8	459,1	0,39	378,4	113,6	7,42	273,9	157,5	431,4	0,58	347,7	117,8
5,30	7,63	302,4	153,3	455,7	0,51	389,0	94,0	7,34	274,2	161,9	436,1	0,59	365,5	99,3

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.15 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação do reator com concentração de 1000 mgDQO/L – Valores médios obtidos nos Ensaios 1 e 2

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)					
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Totais
0,00	0,00	12,67	0,00	0,00	0,00	12,67
0,33	0,00	21,37	1,70	0,00	3,02	26,09
0,67	0,00	28,21	3,89	0,83	6,98	39,92
1,00	0,00	57,87	3,84	0,90	6,71	69,32
2,00	0,00	50,72	2,03	0,64	3,64	57,04
3,00	0,00	47,32	2,14	0,69	6,17	56,32
3,50	0,00	37,20	3,99	0,00	5,89	47,08
4,00	0,00	8,63	10,08	0,00	4,46	23,17
4,50	0,00	0,00	2,78	0,00	5,18	7,96
5,00	0,00	0,00	3,82	0,00	7,25	11,07
5,33	0,00	0,00	2,14	0,00	4,31	6,45

Tabela III.16 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com concentração de 1000 mgDQO/L –

Ensaio 1

Tempo (h)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,001	0,0	100,0
0,33	0,024	0,044	35,2	64,8
0,67	0,094	0,026	78,1	21,9
1,00	0,195	0,041	82,6	17,4
1,50	0,648	0,105	86,1	13,9
2,00	0,648	0,105	86,1	13,9
3,00	0,648	0,105	86,1	13,9
3,50	0,648	0,105	86,1	13,9
4,00	0,648	0,105	86,1	13,9
4,50	0,648	0,105	86,1	13,9
5,00	0,648	0,105	86,1	13,9
5,33	0,648	0,105	86,1	13,9

(e) Perfis ao Longo do Ciclo na Operação com Concentração de 1500mgDQO/L**Tabela III.17** – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s) realizados em duplicata na operação do reator com concentração de 1500 mgDQO/L

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	Cs (mgDQO/L)	Cs' (mgDQO/L)	Cs (mgDQO/L)	Cs' (mgDQO/L)
0,0	1411,8	1362,7	1313,5	1362,7
0,3	1191,8	1150,3	728,8	756,1
0,7	706,2	681,6	643,1	667,2
1,0	546,6	527,6	541,8	562,1
1,5	468,3	452,0	574,2	595,7
2,0	507,8	490,1	505,9	524,8
2,5	467,8	451,5	426	441,9
3,0	324,9	313,6	363,7	377,3
3,5	420,7	406,1	323,6	335,7
4,0	336,9	325,2	305,5	316,9
4,5	336,3	324,6	354	367,2
5,0	367,1	354,3	344,8	357,7
5,3	290,6	280,5	301,6	312,9

Tabela III.18 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) realizados em duplicata na operação do reator com concentração de 1500 mgDQO/L

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	7,55	264,7	82,9	347,6	0,31	302,6	63,3	7,45	324,1	124,0	448,1	0,38	397,9	70,7
0,33	7,25	213,6	162,7	376,3	0,76	319,8	79,6	7,26	314,4	151,8	466,2	0,48	398,6	95,2
0,67	7,16	235,6	152,9	388,4	0,65	325,5	88,7	7,28	341,3	130,0	471,3	0,38	415,6	78,5
1,00	7,12	285,5	118,6	404,1	0,42	336,7	95,0	7,21	288,6	212,0	500,6	0,73	438,5	87,5
1,50	7,26	290,0	129,4	419,5	0,45	358,4	85,9	7,26	342,7	167,4	510,1	0,49	460,0	70,6
2,00	7,26	312,4	111,1	423,4	0,36	368,5	77,4	7,23	341,5	183,9	525,4	0,54	487,6	53,2
2,50	7,33	277,2	155,3	432,5	0,56	381,3	72,1	7,29	375,2	164,6	539,8	0,44	501,1	54,6
3,00	7,33	300,8	132,4	433,3	0,44	383,6	70,0	7,35	376,1	147,7	523,8	0,39	489,7	48,0
4,00	7,44	292,3	146,4	438,8	0,50	401,3	52,8	7,39	364,7	185,7	550,5	0,51	519,1	44,2
5,00	7,33	312,0	133,0	445,0	0,43	410,0	49,3	7,38	405,6	127,7	533,3	0,31	502,7	43,1
5,33	7,38	299,5	140,0	439,5	0,47	406,2	46,9	7,43	343,6	187,6	531,2	0,55	510,9	28,7

Unidades:

Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L

AVT = mgHAc/L

Tabela III.19 – Perfis de ácidos voláteis intermediários (AV) na operação do reator com concentração de 1500mgDQO/L – Valores médios obtidos nos Ensaios 1 e 2

Tempo (h)	Ácidos intermediários e totais (mg/L)					
	Acético	Propiônico	Isobutírico	Butírico	Isovalérico	Totais
0,00	0,00	12,88	0,00	0,00	0,96	13,84
0,33	0,00	35,55	1,45	0,00	2,24	39,24
0,67	0,00	45,49	2,17	0,00	3,23	50,89
1,00	0,00	55,79	2,83	1,37	4,20	64,19
1,50	0,00	56,00	2,82	1,10	3,90	63,82
2,00	0,00	51,13	2,66	0,00	3,30	57,09
2,50	0,00	42,23	2,14	0,00	2,37	46,74
3,00	0,00	37,71	1,48	0,00	1,55	40,74
3,50	0,00	22,89	1,01	0,00	0,98	24,88
4,00	0,00	12,09	0,00	0,00	0,00	12,09
4,50	0,00	3,54	0,00	0,00	0,00	3,54
5,00	0,00	5,14	0,00	0,00	0,00	5,14
5,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela III.20 – Perfis de concentração de ($[CH_4]$, $[CO_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com concentração de 1500 mgDQO/L –

Ensaio 1

Tempo (h)	$[CH_4]$ (mmol/L)	$[CO_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,004	0,0	100,0
0,16	0,062	0,140	30,9	69,1
0,33	1,044	0,595	63,7	36,3
0,67	1,869	0,733	71,8	28,2
1,00	2,532	0,804	75,9	24,1
1,50	2,532	0,804	75,9	24,1
2,00	2,532	0,804	75,9	24,1
2,50	2,532	0,804	75,9	24,1
3,00	2,532	0,804	75,9	24,1
3,50	2,532	0,804	75,9	24,1
4,00	2,532	0,804	75,9	24,1
4,50	2,532	0,804	75,9	24,1
5,00	2,532	0,804	75,9	24,1
5,33	2,532	0,804	75,9	24,1